

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS Faculdade de Engenharia Mecânica

BRUNO FERNANDO DE QUEIROZ DOS SANTOS

Geração Termelétrica Consumindo Lama de Resíduo Sólido Urbano e Glicerol pelo Processo FGSIG/GT: Efeito da Concentração de Glicerol nas Eficiências do Processo

CAMPINAS 2018

Geração Termelétrica Consumindo Lama de Resíduo Sólido Urbano e Glicerol pelo Processo FGSIG/GT: Efeito da Concentração de Glicerol nas Eficiências do Processo

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica, na Área de concentração Térmica e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza Santos

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DISSERTAÇÃO DEFENDIDA PELO ALUNO BRUNO FERNANDO DE QUEIROZ DOS SANTOS E ORIENTADA PELO PROF. DR. MARCIO LUIZ DE SOUZA SANTOS

> CAMPINAS 2018

Ficha catalográfica Universidade Estadual de Campinas Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura Luciana Pietrosanto Milla - CRB 8/8129

Santos, Bruno Fernando de Queiroz dos, 1991-Geração termelétrica consumindo lama de resíduo sólido urbano e glicerol pelo processo FGSIG/GT : efeito da concentração de glicerol nas eficiências do processo / Bruno Fernando de Queiroz dos Santos. – Campinas, SP : [s.n.], 2018.

> Orientador: Marcio Luiz de Souza Santos. Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

> 1. Energia termelétrica. 2. Resíduos sólidos. 3. Glicerol. 4. Gaseificação. 5. Turbina a gás. I. Souza Santos, Marcio Luiz de, 1949-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Power generation consuming municipal solid waste-glycerol slurry by the FGSIG/GT process : glycerol concentration effect on the process efficiency **Palavras-chave em inglês:**

Power generation Municipal solid waste Gasification Gas turbine Simulation **Área de concentração:** Térmica e Fluídos **Titulação:** Mestre em Engenharia Mecânica **Banca examinadora:** Marcio Luiz de Souza Santos [Orientador] Carlos Eduardo Keutenedjian Mady Reginaldo Guirardello **Data de defesa:** 07-03-2018 **Programa de Pós-Graduação:** Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DEPARTAMENTO DE ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

Geração Termelétrica Consumindo Lama de Resíduo Sólido Urbano e Glicerol pelo Processo FGSIG/GT: Efeito da Concentração de Glicerol nas Eficiências do Processo

Autor: Bruno Fernando de Queiroz dos Santos

Orientador: Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza Santos

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:

Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza Santos, Presidente Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP

Prof. Dr. Carlos Eduardo Keutenedjian Mady Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP

Prof. Dr. Reginaldo Guirardello Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP

A Ata da defesa com as respectivas assinaturas dos membros encontra-se no processo de vida acadêmica do aluno.

Campinas, 07 de março de 2018.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a toda minha família: minha avó Irene de Oliveira Santos, minha tia Irenice dos Santos, meu pai Eliano dos Santos, minha mãe Maria Madalena de Queiroz e meu avô Valdemar dos Santos, pois além do apoio financeiro, sempre enxergaram em mim o potencial para prosseguir estudando mesmo em condições adversas.

AGRADECIMENTOS

Agradeço à minha amada namorada, Marina Lepre, pelo incentivo, paciência e compreensão durante toda essa jornada, também agradeço à minha grande amiga de vários anos, Marxsa Darly Guarinho Mendes, pelo incentivo e preocupação durante esse processo.

Agradeço ao Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza-Santos pela oportunidade de desenvolver este trabalho.

Agradecemos à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo apoio financeiro.

RESUMO

O presente trabalho amplia os estudos teóricos de processos de geração de potência termelétrica consumindo lamas formadas por combustíveis sólidos e glicerol. Tal processo é conhecido como FGSIG/GT (Fuel Glycerol Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine). No presente caso, o combustível escolhido foi o resíduo sólido urbano (RSU). Isto se deve ao premente problema de descarte adequado desse resíduo gerado em cidades. Também se justifica a utilização da lama devido a dois fatos básicos. O primeiro devido à crescente disponibilidade de glicerol que é resíduo da produção de biodiesel. O segundo, deriva da possibilidade de alimentação de sólidos particulados fibrosos a vasos pressurizados. Assim, a lama pode ser bombeada para o interior desses sem a necessidade de aplicar alternativas complexas e de alto custo de capital e operação como sistemas de alimentação por meio de silos em série. A lama adentra o gaseificador pressurizado onde ar é injetado a alta pressão. O gás produzido deve passar por sistemas de ciclones e filtros e resfriamento para adequar a concentração e tamanho máximo das partículas bem como a níveis aceitáveis de espécies alcalinas para a injeção em turbinas a gás comerciais. A redução da concentração de espécies alcalinas pode ser obtida através da condensação, onde o gás produzido é resfriado abaixo do ponto de orvalho desses compostos. As recuperações de energia de correntes do processo são feitas por meio de ciclos Rankine. A alternativa do FGSIG/GT estudada aqui não requer a secagem do RSU antes da gaseificação. Publicações anteriores mostraram que a adição de glicerol bruto junto a outros combustíveis sólidos proporciona um aumento considerável na eficiência do processo FGSIG/GT. Contudo, além do aumento esperado da eficiência com o aumento da concentração de glicerol, esse trabalho também fornece informação do efeito de diferentes concentrações dessa substância orgânica sobre a eficiência no processo todo. Isso permite primeiras informações para que, combinado com futuros estudos econômicos, tomar decisões sobre a proporção ideal de glicerol na lama com RSU visando a geração de potência.

Palavras-chave: Geração termelétrica; Resíduos sólidos; Glicerol; Gaseificação; Turbina a gás; Simulação.

ABSTRACT

The present work widens the theoretical studies of power generation processes consuming solid fuels mixed with glycerol to form a slurry. Such processes are known as FGSIG/GT (Fuel Glycerol Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine). At the present instance, the chosen fuel is Municipal Solid Waste (MSW). This is due to the pressing problem of proper and efficient discharging of those residues. The use of slurry is justified by two main factors. Firstly, due to the increasing production of biodiesel, from which raw glycerol is a byproduct. Secondly, due the difficulties of feeding particulate to pressurized vessels. This last problem can be solved by just pumping the fuel-glycerol slurry into pressurized reactors, thus avoiding costly and complex alternatives of cascade feeding composed by a series of lock hoppers. The slurry enters the pressurized gasifier and the produced gas cleaned to decrease the content and particle size levels acceptable by commercial gas turbines. This is accomplished by a series of cyclones and filters. In addition, the concentrations of alkaline species should also be decreased to the same goal. That is achieved by dropping the gas stream temperature to values below the dew-points of those alkaline. Energy recoveries are accomplished by Rankine cycles. Previous publications demonstrated the possibility of significant gains in power generation efficiencies when compared with what have been practiced. The present work studies the sensibility of glycerol concentration in the feeding slurry on the efficiency of FGSIG/GT process. As expected, increases in the overall power efficiency are achieved for slurries with higher glycerol concentrations. However, the work provides important information that may guide decisiontaking related to the amount of glycerol that may or could be added to the MSW consumed in the power generation process.

Keywords: Power generation; Municipal solid waste; gasification; Gas turbine; Simulation; Glycerol.

Lista de Ilustrações

```
Figura 1 - Processo FGSIG/GT - Configuração B. C = Compressor, CB = Combustor, CD =
Condensador, LG = Sistema de limpeza, CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G
= Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B =
Figura 3 - Simplificação de um processo de gaseificação integrada com turbina a gás
Figura 5 - Sistema de abastecimento por rosca sem fim (screw feeder) (DAI; CUI; GRACE,
Figura 6 - Processo FGSIG/GT - Configuração A. C = Compressor, CB = Combustor, CD =
Condensador, LG = Sistema de limpeza CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G =
Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B =
Bomba, S = Secador, CR = Abastecimento de combustível sólido por rosca, CS =
Figura 7 - Processo FGSIG/GT - Configuração B. C = Compressor, CB = Combustor, CD =
Condensador, LG = Sistema de limpeza, CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G
= Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B =
Figura 8 - Análise da composição do RSU (GIDAKAROS; HAVAS; NTZAMILIS, 2006) 34
Figura 9 - Matérias-primas consumidas para a produção de biodiesel em janeiro de 2017
Figura 10 - Estratégia de simulações para otimização do gaseificador e de todo processo.... 39
Figura 11 - Eficiências exergéticas obtidos na 1ª etapa de otimização do gaseificador ....... 46
Figura 12 - Temperatura média na posição intermediária do leito - primeira etapa de
Figura 13 - Otimização visando maior eficiência exergética para gaseificador operando com
Figura 14 - Eficiência exergética - gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto...... 50
Figura 15 - Otimização do gaseificador tendo como objetivo a maior eficiência a frio - Vazão
Figura 16 - Otimização do gaseificador tendo como objetivo a maior eficiência a frio – Vazão
Figura 17 - Temperatura média do leito - vazão mássica de glicerol bruto em 3,5 kg/s ...... 53
Figura 18 - Temperatura média do leito - vazão mássica de glicerol bruto em 7,0 kg/s ...... 53
Figura 19 - Variação das eficiências exergética e a frio para os gaseificadores otimizados
Figura 21 - Esquema do gaseificador com referência a partir da posição do distribuidor de ar:
altura da posição de abastecimento = 0.5 m, altura média do leito = 4.0 m, posição do
```

Figura 22 - Perfis de concentração de CO ₂ , CO e O ₂ ao longo da altura do gaseificador
consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto
Figura 23 - Perfis de concentração de CO ₂ , CO e O ₂ ao longo da altura do gaseificador
consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto (eixo das abscissas em escala logarítmica)
Figura 24 - Perfis de concentração de CO ₂ , CO e O ₂ ao longo da altura do gaseificador
consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto
Figura 25 - Perfis de concentração de CO ₂ , CO e O ₂ ao longo da altura do gaseificador
consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto (eixo das abscissas em escala logarítmica) 59
Figura 26 - Perfil de temperatura no leito - vazão mássica de glicerol = 3,5 kg/s60
Figura 27 - Perfil de temperatura no leito - vazão mássica de glicerol = 7,0 kg/s60
Figura 28 - Perfis de concentrações de H_2O , H_2 e CH_4 ao longo do gaseificador – Vazão
mássica de glicerol bruto = 3,5 kg/s
Figura 29 - Perfis de concentrações de H ₂ O, H ₂ e CH ₄ ao longo do gaseificador – Vazão
mássica de glicerol bruto = 7,0 kg/s
Figura 30 – Taxas das principais reações homogêneas no gaseificador consumindo glicerol
bruto a taxa de 3,5 kg/s – Emulsão – Eixo das abscissas e ordenadas em escala logarítmica . 64
Figura 31 – Taxas das principais reações homogêneas no gaseificador consumindo glicerol
bruto a taxa de 7,0 kg/s – Emulsão – Eixo das abscissas e ordenadas em escala logarítmica. 64
Figura 32 – Taxas das principais reações heterogêneas no gaseificador consumindo a taxa de
3,5 kg/s de glicerol
Figura 33 – Taxas das principais reações heterogêneas no gaseificador consumindo a taxa de
7,0 kg/s de glicerol
Figura 34 - Concentrações de H2S, NH3 e alcatrão/óleo ao longo do gaseificador
consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto
Figura 35 - Concentrações de H2S, NH3 e alcatrão/óleo ao longo do gaseificador
consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto
Figura 36 - Vazão mássica de partículas ao longo da posição do <i>freeboard</i> (sentido
ascendente) $G35 = gaseificador otimizado para a taxa de consumo de 3,5 kg/s de glicerol$
bruto; $G70 = gaseificador consumindo a taxa de 7,0 kg/s de glicerol bruto$
Figura 37 - Eficiência de Primeira Lei para o processo em diferentes concentrações de
glicerol bruto junto ao RSU
Figura 38 - Eficiência de Segunda Lei para o processo em diferentes vazões de glicerol bruto
junto ao RSU
Figura 39 - Taxas de energia e exergia entrantes no processo
Figura 40 - Energia e exergia trazidas ao processo pelos combustíveis e potência líquida
extraída do mesmo para vários casos de vazão de glicerol na lama

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Capacidade da matriz de energia elétrica do Brasil (ANEEL, 2017)	15
Tabela 2 - Distribuição granulométrica do RSU (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 201	(3)
	41
Tabela 3 - Composição básica do glicerol puro (BOHON et al., 2011)	41
Tabela 4 - Principais meios de abastecimento de partículas sólidas em vasos de pressão (I	DAI;
CUI; GRACE, 2012)	27
Tabela 5 - Propriedades químicas básicas do RSU (GIDAKAROS; HAVAS; NTZAMIL	IS,
2006)	35
Tabela 6 - Percentual das matérias-primas utilizadas para a produção de biodiesel em jan	eiro
de 2017 (ANP, 2017)	37
Tabela 7 - Valores de eficiência exergética obtidos na primeira etapa de otimização do	
gaseificador	46
Tabela 8 - Concentração de glicerol bruto, umidade e sólido seco para diferentes	
gaseificadores	48
Tabela 9 - Valores da otimização visando maior eficiência exergética para gaseificador	
operando com vazão mássica de glicerol bruto igual a 3,5 kg/s	48
Tabela 10 - Eficiência exergética para gaseificador operando com vazão mássica de glice	rol
bruto de 7,0 kg/s	49
Tabela 11 - Eficiências exergéticas e a frio para diferentes casos de taxas de glicerol	
alimentadas ao gaseificador	54
Tabela 12 – Composição do gás produzido para os diferentes casos	69
Tabela 13 - Razão teórica de ar para os diferentes casos otimizados	70
Tabela 14 - Parâmetros principais referentes à otimização do ciclo todo de geração de	
potência elétrica (Configuração B)	71

Sumário

1 INTRODUÇÃO	
2 OBJETIVO	17
2.1 Objetivos específicos	18
3 REVISÃO DA LITERATURA	19
3.1 Principais características e propriedades dos combustíveis sólidos	19
3.1.1 Distribuição granulométrica	20
3.2 Requisitos necessários para a limpeza do gás antes da injeção em turbinas	21
3.3 Gaseificação Integrada com Turbinas a Gás (IG/GT)	23
3.4 Sistemas de abastecimento de reatores pressurizados e a abordagem FGSIG/GT para ger potência elétrica	ação de 24
3.5 Resíduo sólido urbano (RSU) e suas aplicações para conversão termoquímica	31
3.5.1 Características e propriedades do resíduo sólido urbano	33
3.6 Glicerol bruto como subproduto da produção de biodiesel	35
4 METODOLOGIA	38
4.1 Considerações e hipóteses	40
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	44
5.1 Gaseificador	44
5.1.1 Primeira etapa de otimização do gaseificador	45
5.1.2 Segunda etapa de otimização do gaseificador	47
5.2 Otimização de todo processo de geração de potência	69
6 CONCLUSÕES	75
6.1 Sugestões para trabalhos futuros	76
REFERÊNCIAS	77
APÊNDICE A – Características do Processo de Gaseificação	85
APÊNDICE B – Características das Correntes	88
APÊNDICE C – Cálculo da Exergia do Combustível Sólido	
APÊNDICE D – Reações incluídas no modelo matemático do CeSFaMB [©]	98
APÊNDICE E – Correlações referentes ao modelo matemático do CeSFaMB [©]	104

1 INTRODUÇÃO

O crescimento populacional e sua concentração majoritariamente urbana combinado ao comportamento contemporâneo de consumo implicam em um grande desafio relacionado ao gerenciamento de resíduo sólido urbano (RSU). Diante disso, diversas localidades do Brasil e demais países apresentam condições inadequadas e insuficientes para lidar com a taxa de geração desses resíduos.

Um dos métodos mais aplicados para o descarte desses resíduos é a construção de aterros sanitários. Entretanto, a necessidade de grandes áreas em localidades cada vez mais afastadas implicam em altos custos com transporte e mão de obra. A decomposição de RSU nesses aterros liberam consideráveis quantidades de gases, entre eles metano com efeito estufa muitas vezes maior que o dióxido de carbono. Além disso, tais aterros oferecerem riscos de explosões e forte odor nas proximidades. A decomposição desses resíduos, combinada com água de precipitações que infiltram nos aterros, geram líquidos tóxicos que ao percolarem pelas camadas do subsolo atingem os lençóis freáticos contaminando-os com agentes biológicos (JACOBI; BESEN, 2011).

Diante dos problemas acima descritos e a necessidade de fontes sustentáveis de energia, a utilização do RSU como combustível para geração de potência elétrica é uma tendência no mundo. Essa técnica é conhecida internacionalmente como *Waste to Energy* (CHENG, 2010).

No entanto, a combustão do RSU a céu aberto ou sem tratamento adequado de gases leva a formação de gases poluentes como óxidos de nitrogênio (NO_x), óxidos de enxofre (SO_x) entre outros (ROTH; AMBS, 2004) (JOHNKE, 1999) (SOUZA-SANTOS, 2010).

Em contrapartida, processos integrados de gaseificação e turbina a gás, do inglês, Integrated Gasification/Gas Turbine (IG/GT), oferecem maiores eficiências (LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001)(CONSONNI; LARSON, 1996). Dependendo da tecnologia escolhida, tais processos envolvem temperaturas relativamente baixas com benefícios em custos de capital, operacional e manutenção. Entretanto, algumas limitações técnicas podem ser encontradas, como a granulometria máxima do combustível sólido a ser abastecido no gaseificador. Além disso, o gás combustível produzido deve obedecer a limites referentes à concentração e tamanho máximo de partículas, e ainda, o conteúdo de espécies químicas alcalinas presentes no gás também deve estar de acordo com os níveis aceitáveis para a injeção em turbinas a gás comerciais. (BREAULT, 2010; WOOLCOCK; BROWN, 2013).

O abastecimento de partículas sólidas para dentro de vasos de pressão ainda é um grande desafio. A técnica comumente aplicada consiste em utilizar equipamentos do tipo lock hoppers. Esses equipamentos consistem em silos instalados em série ou cascata e têm como objetivo ampliar a pressão em estágios, até que seja possível a alimentação de partículas no reator (DAI; CUI; GRACE, 2012; VIMALCHAND; PENG; LIU, 2011). Não obstante, a compressão de gases a serem injetados em tais silos implica na elevação da temperatura, podendo levar a pirólise ou até mesmo a ignição dentro de tais equipamentos. Diante adversidades, gases relativamente inertes como nitrogênio resfriado (o mais comumente utilizado) são comprimidos antes de injetá-los nos silos. Isso implica em aumentos de custos e diminuição de eficiências de tais processos de geração de potência elétrica. As dificuldades podem ser maiores para casos de biomassas que geralmente são fibrosas e tendem a se entrelaçarem, formando domos no interior dos silos. Tal efeito impede que as partículas caiam nas válvulas rotativas conectadas ao equipamento seguinte causando a interrupção do processo. (DAI; CUI; GRACE, 2012). O RSU consiste em diversos tipos de materiais incluindo uma importante fração de biomassas de diversas formas (restos de alimentos, madeira, papel) (GIDARAKOS; HAVAS; NTZAMILIS, 2006). Logo os problemas descritos acima são quase inevitáveis.

Adversidades referentes à alimentação de partículas em reatores pressurizados podem ser contornadas de maneira simples e financeiramente viável se o combustível sólido for misturado com água para formar uma lama, e assim bombeá-la para dentro dos reatores (ANTHONY, 1995).

Todavia, gaseificações de tais lamas fornecem baixíssimas eficiências devido a necessidade de oxidar uma fração relativamente alta de combustível para fornecer energia para vaporização da água e ainda manter as reações endotérmicas de gaseificação. Isso decresce a fração de combustível alimentado disponível para produção de gases combustíveis (DE SOUZA-SANTOS, 2016).

Condições plausíveis de operação com abastecimento por lama em gaseificadores são obtidas quando, em vez de água, hidrocarbonetos líquidos são utilizados. Outra alternativa é empregar oxigênio puro como agente de gaseificação (BREAULT, 2010). Contudo, na maioria das vezes, tais alternativas aumentariam o custo de investimento, operação e manutenção da unidade (ROTH; AMBS, 2004).

Com o recente crescimento da produção de biodiesel no Brasil, consideráveis volumes de glicerol bruto têm sido gerados anualmente. Referências reportam que apenas uma fração mínima dessa substância é utilizada, pois o refinamento de tal composto é economicamente inviável. Assim, o glicerol bruto possui baixo valor comercial (AYOUB; ABDULLAH; 2012) (QUISPE; CORONADO; CARVALHO JR, 2013) (LEONETI; ARAGÃO-LEONETI; DE OLIVEIRA, 2012). Outros estudos também indicam a possibilidade de utilizar o glicerol combinado com outros combustíveis para a produção de gás combustíveis sólidos torna-se uma possível alternativa (WEI et al., 2011).

Em 2012, a cidade de São Paulo coletou uma média diária de, aproximadamente, 12 mil toneladas de RSU. Isso representou cerca de 1,1 kg/habitante/dia (PGIRS, 2014). Adotando a mesma média *per capita* de RSU, cerca de 1100 toneladas de resíduos seriam coletadas diariamente (ou 12,7 kg/s) em uma cidade de um milhão de habitantes. Isso seria suficiente para gerar cerca de 55 MW por um processo convencional com eficiência de primeira lei em cerca de 30%.

A capacidade da matriz de energia elétrica brasileira atualmente ultrapassa 165 GW e sua distribuição é mostrada na Tabela 1.

Matriz de Energia Elétrica					
Fonte	Potência Outorgada (GW)	Proporção	Potência Fiscalizada (GW)	Proporção	
Biomassa	14,67	8,84%	14,55	9,19%	
Eólica	12,53	7,55%	12,51	7,90%	
Fóssil	28,03	16,89%	26,80	16,93%	
Hídrica	107,58	64,83%	101,29	64,00%	
Nuclear	1,99	1,20%	1,99	1,26%	
Solar	1,13	0,68%	1,13	0,71%	
Total	165,93		158,26		

 Tabela 1 - Capacidade da matriz de energia elétrica do Brasil (ANEEL, 2018)

Embora o valor estimado para apenas uma unidade seja pequeno em relação à matriz de energia elétrica nacional, segundo o IBGE, mais de 45 milhões de habitantes vivem em cidades com mais de um milhão de habitantes (AGÊNCIA IBGE, 2017). Seguindo o mesmo raciocínio, isso implicaria na geração de potência em cerca de 2,5 GW, podendo poupar uma fração do uso de combustíveis fósseis, por exemplo. Para essa estimativa, foi utilizado o poder calorífico inferior do RSU igual a 14,408 MJ/kg como reporta o estudo realizado por Gidarakos, Havas e Ntzamilis (2006).

Neste mesmo cenário, a produção brasileira de biodiesel em 2016 foi maior que 3,8 milhões de metros cúbicos, gerando quase 342 mil metros cúbicos de glicerol bruto (ANP, 2017) que implica em uma taxa média de geração de glicerol bruto de aproximadamente 11,9 kg/s. Esse volume de glicerol bruto poderia ser distribuído entre algumas unidades de geração de potência elétrica em cidades populosas e próximas às usinas de produção de biodiesel. A combinação de glicerol bruto com os RSU coletados nessas cidades certamente aumentaria a potência elétrica gerada nessas unidades.

2 OBJETIVO

O objetivo principal deste trabalho consiste em verificar a sensibilidade da concentração de glicerol na lama com RSU sobre a eficiência global do processo de geração de potência elétrica baseada no processo FGSIG/GT, conforme esquema básico mostrado na Figura 1.

O processo FGSIG/GT, *Fuel-Glycerol Slurry Integrated Gasification/Gas Turbine*, é uma derivação da tecnologia FSIG/GT (*Fuel-Slurry Integrated Gasification/Gas Turbine*), nesta última, água é adotado como meio líquido durante o abastecimento do gaseificador.



Figura 1 - Processo FGSIG/GT - Configuração B. C = Compressor, CB = Combustor, CD = Condensador, LG = Sistema de limpeza, CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G = Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B = Bomba (DE SOUZA-SANTOS, 2016)

No esquema representado pela Figura 1, glicerol bruto é misturado com RSU para formar uma lama possível de ser bombeada (correntes 24 e 25) para dentro do gaseificador pressurizado (G) em que ar é adotado como agente de gaseificação (correntes 22 e 23). O gás combustível produzido passa por ciclones e filtros (CF) para reduzir a concentração e tamanho máximo de partículas, adequando-o ao limite aceitável para injeção em turbinas a gás

comerciais (corrente 14). Na sequência, o gás é resfriado para a condensação e remoção de espécies alcalinas (equipamento 9). Isso é possível atingindo uma temperatura abaixo dos pontos de orvalho desses compostos (corrente 3). Após a limpeza necessária, o gás é oxidado com ar no combustor (CB) e injetado na turbina a gás (TG). Ciclos Rankine também são adicionados para recuperação de energia. Os equipamentos 9 ao 13 recuperam energia devido ao resfriamento do gás combustível na etapa de remoção de espécies alcalinas, e da mesma forma, os equipamentos 4 ao 8 recuperam energia dos gases de exaustão da turbina a gás (corrente 5).

2.1 Objetivos específicos

1) Otimizar o equipamento gaseificador para diferentes níveis de glicerol bruto adicionados ao RSU tendo como função objetivo a eficiência exergética.

2) Com as propriedades do gás produzido para os casos onde a maior eficiência exergética foi observada, o ciclo de geração de potência (Figura 1) é otimizado afim de extrair a maior potência líquida.

3 REVISÃO DA LITERATURA

Nesta seção são discutidos os assuntos pertinentes aos processos de gaseificação integrados com turbinas a gás. Tal embasamento teórico é necessário para a fiel compreensão dos resultados e conclusões expostos nesse trabalho.

3.1 Principais características e propriedades dos combustíveis sólidos

De uma forma prática, combustíveis sólidos podem ser classificados em três principais categorias: carvões, biomassas e outros. O carvão mineral é formado em decorrência de uma lenta deterioração de biomassas no interior da crosta terrestre ao longo de milhões de anos. As biomassas consistem em materiais proveniente de toda matéria viva (vegetais, animais, fungos e protistas). Entre os exemplos de biomassas mais utilizadas no âmbito industrial estão: fibras de madeira, bagaço de cana e gordura animal.

Normalmente, o RSU, após a separação mecânica de metais, vidros e materiais inertes, é constituído por uma grande fração de biomassas e demais compostos de cadeias orgânicas (GIDARAKOS; HAVAS; NTZAMILIS, 2006).

Em geral, combustíveis à base de carbono são formados por complexos polímeros orgânicos que agregam majoritariamente cadeias aromáticas combinadas com hidrocarbonetos e outros elementos químicos como oxigênio, nitrogênio, enxofre, sódio e potássio (DE SOUZA-SANTOS, 2010)

De acordo com a Agência Internacional de Energia (IEA), em 2014, os combustíveis fósseis foram responsáveis por cerca de 66,7% da geração mundial de energia elétrica e 81,1% como fonte primária de energia (IEA, 2016). Diante de restritas legislações em relação às emissões de CO_2 devido ao alarmante cenário de aquecimento global, o uso de fontes renováveis de energia torna-se urgente principalmente em países industrializados, o Brasil entre eles, pois possuem alta demanda de energia.

Embora ainda pouco utilizada, as biomassas possuem características que podem tornar viáveis sua utilização como combustível. Biomassas são renováveis dado que acarretam emissão líquida de CO₂ quase nula. Ao contrário dos carvões, biomassas possuem baixos teores

de cinzas, facilitando o descarte de resíduos sólidos inertes (DE SOUZA-SANTOS, 2010). Como biomassas compreendem uma significante fração do RSU, uma redução líquida nas emissões de CO₂ a partir de seu uso como combustível também é esperada.

Durante a modelagem de combustão e gaseificação de combustíveis sólidos, é muito importante identificar as propriedades físicas e químicas do combustível e compreender suas influências sobre os processos. Entre as principais propriedades físicas de partículas combustíveis estão a distribuição granulométrica, forma e porosidade. A composição do combustível é umas das principais propriedades químicas e possui forte influência sobre as reações com o oxigênio e demais gases (DE SOUZA-SANTOS, 2010) (BASU, 2006).

3.1.1 Distribuição granulométrica

Durante o abastecimento de partículas combustíveis em gaseificadores ou combustores, a distribuição de tamanho das partículas, ou distribuição granulométrica, influencia significantemente o desempenho do equipamento. Partículas menores levam a maiores relações entre área superficial dessas por volume do equipamento. Como consequência, são consumidas rapidamente devido à altas taxas de consumo por reações químicas bem como maiores taxas de transferências de calor e massa com gases em torno delas. Além disso, a distribuição granulométrica influencia fortemente a fluidodinâmica no interior do reator. Assim, em algumas situações e equipamentos, é vantajoso que durante os processos de combustão e gaseificação, as partículas possuam baixa granulometria. Isso ocorre, por exemplo em combustão de suspensão, mas não necessariamente em leitos fluidizados borbulhantes. Cabe também notar que a granulometria modifica muito entre a da alimentação e a das partículas ao longo do reator. Em leitos fluidizados, as partículas de baixa granulometria são rapidamente arrastadas para o *freeboard* e elutriadas. Logo, apenas uma simulação que leve em conta todos efeitos físicos e químicos, pode, com certo grau de veracidade, verificar a melhor distribuição granulométrica do combustível alimentado para cada caso.

A distribuição granulométrica das partículas é diretamente dependente do processo de trituramento e determinada laboratorialmente.

3.2 Requisitos necessários para a limpeza do gás antes da injeção em turbinas

Quanto bem projetados e operados, gaseificadores de leito fluidizado borbulhante devem levar concentrações desprezíveis de alcatrão na corrente gasosa produzida. Porém, espécies alcalinas estão sempre presentes nessa corrente. Se entrarem em contato com as pás da turbina, causariam corrosão diminuindo severamente a vida útil do equipamento. Turbinas a gás também são extremamente sensíveis ao conteúdo de sólidos elutriados. Altas velocidades do gás injetado resultam na colisão das partículas com as demais partes móveis provocando erosão. E ainda, se ambos os efeitos de corrosão e erosão forem combinados, o cenário é ainda pior, em que a taxa de perda de material da superfície das pás da turbina é maximizada (DE SOUZA-SANTOS, 2010).

Woolcock e Brown (2013) reportam que a concentração máxima tolerável de espécies alcalinas para injeção em turbinas a gás é de cerca 0,024 μ L/L ou 24 ppb (partes por bilhão), enquanto compostos de enxofre, como H₂S ou COS, são limitados a 20 μ L/L ou 20 ppm (partes por milhão). Amônia (NH₃) e ácido cianídrico (HCN) são toleráveis até 50 μ L/L ou 50 ppm. Haletos como HCl são restringidos a 1 μ L/L (1 ppm).

No geral, a máxima concentração de alcatrão admitidas em turbinas a gás é limitada a 50 mg/m³ (MOON et al., 2017).

Além da concentração de compostos químicos que podem trazer danos a pás de turbinas, a concentração e tamanho máximo das partículas transportadas pelo gás produzido devem obedecer rigorosos limites. Woolcock e Brown (2013) reportam a concentração máxima de partículas sólidas junto ao gás em 30 mg/m³ com o tamanho máximo de 5 μm.

Atualmente a redução de partículas pode ser realizada em altas temperaturas, um dos importantes grandes avanços em operações de gaseificação. Os equipamentos mais comuns para remoção de partículas são ciclones e filtros (WOOLCOCK; BROWN, 2013).

Embora bem conhecidos, filtros de velas cerâmicas podem ser utilizados em casos de gás a altas temperaturas com possíveis vestígios de alcatrão. Esses são ilustrados na Figura 3.



Figura 2 - Representação do filtro elemento de vela (WOOLCOCK; BROWN, 2013).

No presente caso, assume-se que a corrente gasosa advinda do gaseificador passa por séries de ciclones e filtros com o objetivo de diminuir a concentração e granulometria máxima de partículas.

Entre as principais espécies alcalinas presentes na maioria dos gases produzidos através de gaseificação de biomassas estão o sódio e potássio. Para levar as concentrações de espécies alcalinas a valores aceitáveis para injeção em turbinas a gás, a temperatura da corrente é reduzida a valores em torno de 800 K. Tal valor está abaixo do ponto de orvalho dessas espécies químicas. Assim, o gás produzido passa por trocadores de calor em série, representados pelo equipamento 11 na Figura 1. Deve-se também mencionar que a mudança de fase dos compostos de potássio e sódio ocorrem entre 970 e 1170 K, contudo diferentes concentrações desses e outros metais podem interferir na temperatura de condensação (OAKEY; SIMMS; KILGALLON, 2004). Trabalhos futuros podem aprofundar as considerações feitas aqui e revisar os valores assumidos.

3.3 Gaseificação Integrada com Turbinas a Gás (IG/GT)

A tecnologia de gasificação integrada com turbina a gás é uma das tecnologias alternativas para a conversão termoquímica de combustíveis sólidos em geração de energia elétrica. Combustíveis sólidos carboníferos são gaseificados em alta pressão, o gás produzido após receber o processo adequado de redução de partículas e outras espécies químicas indesejadas é totalmente oxidado em um combustor em que os produtos de combustão em alta temperatura se expandem promovendo a rotação da turbina, que por sua vez é acoplada a um gerador. Ainda, a recuperação de energia, rejeitada na exaustão da turbina, possibilita a operação de turbinas a vapor adicionais, maximizando a potência elétrica produzida e por consequência a eficiência da usina. A Figura 4 representa de forma simplificada o funcionamento de uma usina aplicando gaseificação integrada com turbina a gás.



Figura 3 - Simplificação de um processo de gaseificação integrada com turbina a gás (LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001)

Essa tecnologia, em língua inglesa: *Integrated Gasifier/Gas Trubine* (IG/GT) ou muitas vezes referidas como *Integrated Gasifier/Combined Cycle* (IG/CC), a princípio apresentou algumas limitações com relação ao conteúdo de partículas arrastadas e a concentração de

compostos químicos alcalinos. Também problemas com relação à qualidade do gás produzido, pois durante a injeção de gases de baixo poder calorífico, grande vazão volumétrica era necessária para a turbina operar em sua faixa de potência nominal se comparado a gases com maior entalpia de combustão, como o gás natural. Como consequência, grande perda de pressão ocorria no bocal. Contudo, modificações foram feitas e o problema foi contornado. Em suma, vários avanços foram alcançados neste campo, tornando a tecnologia IG/GT um dos mais eficientes meios de conversão de combustíveis sólidos em potência elétrica (CONSONNI; LARSON, 1996a, 1996b).

Outra grande vantagem dessa tecnologia é a considerável redução nas emissões de gases tóxicos e de efeito estufa, que podem ser quase anuladas se biomassas forem utilizadas como insumo para a gaseificação. Larson, Williams e Leal (2001) em sua análise sobre a viabilidade de processos IG/GT consumindo bagaço de cana em Cuba, afirmam que altas eficiências e baixo custo de geração de potência elétrica nesses processos são observados quando comparados geração de potência operando puramente com ciclos Rankine.

Embora biomassas tenham alto custo por energia liberada em relação a combustíveis fósseis, quando externalidades são avaliadas (como o gasto com descarte de resíduos sólidos e captura ou redução da emissão de gases) o custo de geração de potência elétrica a partir de biomassas torna-se competitivo (ROTH; AMBS, 2004).

3.4 Sistemas de abastecimento de reatores pressurizados e a abordagem FGSIG/GT para geração de potência elétrica

Um dos grandes desafios enfrentados por operações envolvendo gaseificação em alta pressão é o abastecimento de partículas sólidas para dentro dos reatores. Se, por exemplo, o material particulado for alimentado por rosca de Arquimedes ou sem-fim, diretamente da pressão atmosférica para o ambiente altamente pressurizado do reator, ocorreria alta compactação ao longo da rosca. Isso levaria à formação de blocos de alta densidade que ao entrarem no reator de leito fluidizado não se desintegrariam e precipitariam no fundo do equipamento.

Equipamentos do tipo *lock hopper* foram desenvolvidos e consistem em transportar partículas por um sistema de câmaras em série. Nesse, as partículas à pressão atmosférica são confinadas, pressurizadas e transferidas por válvulas rotativas ou de faca, para cair no silo

seguinte. Dependendo da pressão final, o sistema pode envolver vários silos até que a pressão no silo mais inferior seja ligeiramente acima da pressão de trabalho do reator como mostra a Figura 5 (VIMALCHAND; PENG; LIU, 2011).



Figura 4 - Alimentador do tipo lock hopper (DAI; CUI; GRACE, 2012)

Entretanto essas operações muitas vezes necessitam que os silos sejam mantidos a atmosferas de gás inerte como nitrogênio ou dióxido de carbono para evitar combustão no interior desse. Adicionalmente, tais gases devem ser resfriados, pois a alta taxa de compressão entre os equipamentos eleva a temperatura e a possibilidade de pirólise é presente. Além disso, esses equipamentos estão suscetíveis a grandes adversidades quando abastecidos com biomassas, pois suas fibras podem se entrelaçar e formar domos causando interrupções do escoamento das partículas ao silo imediatamente abaixo (DE SOUZA-SANTOS, 2016).

Como foi indicado acima, rosca de Arquimedes ou sem fim (*screew feeder*) podem ser empregadas apenas quando as diferenças de pressão entre ambientes é relativamente pequena. Um esquema de tais roscas é mostrado na Figura 6.



Biomass Replaceable screw section

Figura 5 - Sistema de abastecimento por rosca sem fim (screw feeder) (DAI; CUI; GRACE, 2012)

Também deve-se considerar questões mecânicas no emprego de tais roscas, como por exemplo o torque máximo suportado pelas mesmas, pois grande parte da potência consumida é destinada à compactação das partículas. O fuso ao compactar as partículas é exposto a carregamento mecânico de torção do eixo e flexão helicoidal, logo havendo limitações na temperatura de operação (< 820 K) enquanto gaseificadores podem operar próximos a 1200 K. Portanto resfriamento interno é muitas vezes obrigatório.

Válvulas rotativas, abastecimento pneumático e abastecimento por pistão também são utilizados e algumas características desses equipamentos são resumidos na Tabela 2. Detalhamento completo sobre outros mecanismos de alimentação podem ser consultados na literatura (DAI; CUI; GRACE, 2012).

Tipo de abastecimento	Pressão máxima (MPa)	Vazão	Vantagens	Desvantagens
Lock hopper	3,5	0,1 - 32000 kg/h	Baixo consumo de energia, baixo custo e possibilidade de combinar com outros mecanismos	Aglomeração, compactação e surgimento de túneis (rathole), falha devido a pressão
Rosca sem fim	1,5	10-4 - 56 m³/h	Alta taxa de abastecimento, baixo consumo energético	
Válvula rotativa	1,5	566 m³/h	Baixo consumo de energia, baixo custo e possibilidade de combinar com outros mecanismos	Formação de bolsos vazios, entupimento, atrito entre partículas
Pistão	15	11-115 m³/h	Alta pressão, adequado para combustíveis adesivos	Vazamento de gás, alto consumo energético
Pneumático	Não disponível	Não disponível	Secagem durante o transporte a longas distâncias	Alta restrição na granulometria das partículas, alto consumo energético
Bombas	35	Não disponível	Alta pressão de abastecimento de lama combustível, vazão constante.	Vazamentos

Tabela 2 - Principais meios de abastecimento de partículas sólidas em vasos de pressão (DAI; CUI; GRACE, 2012)

Diante das alternativas para o abastecimento de reatores, uma forma simples para contornar a limitação de pressão e descontinuidade de fluxo é a adição de água ao combustível sólido para a criação de uma lama, assim podendo ser bombeada para dentro de vasos pressurizados. Essa tecnologia permite que o abastecimento de materiais fibrosos e heterogêneos possam se comportar como fluidos aproximadamente incompressíveis permitindo grande aumento da confiabilidade de operação.

Em 1983 Babcock e Wilcox Ltd (B&W) estudaram o comportamento de lamas de carvão e água em combustores de leito fluidizado. Diferentes testes com 60% de sólidos e também com 30% de sólidos (em massa) foram realizados e conclui-se que combustão estável foi obtida para os testes com 60% de sólidos. No entanto, a combustão estável para a condição operando com 30% só foi obtida com a combinação de um combustível auxiliar (ANTHONY, 1995).

Para a operação em gaseificadores, onde baixa concentração de oxigênio é fornecida, a ignição de partículas junto a lama a base de água é impraticável sem a etapa de secagem do combustível sólido. Abordagens dessa tecnologia para o consumo de biomassas (bagaço de cana), RSU e carvões de alto teor de cinzas foram publicadas (DE SOUZA-SANTOS, 2015)

(DE SOUZA-SANTOS; BERNAL; RODRIGUEZ-TORRES, 2015) (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (DE SOUZA-SANTOS; DE LIMA, 2015). Para o bagaço de cana concluise que mesmo com a necessidade de secagem do combustível, a eficiência foi consideravelmente maior em relação às usinas de cana de açúcar mais modernas. De forma análoga, a abordagem com o uso de RSU garantiu a eficiência de primeira lei também superior quando comparada às mais modernas usinas de geração de potência elétrica através da combustão desses resíduos em caldeiras em que o vapor é usado em ciclos Rankine.

Mesmo com as vantagens oferecidas pela tecnologia FSIG/GT observa-se que um grande fator limitante é o conteúdo de água necessário para o bombeamento. Estudos mostram que a proporção máxima de sólidos secos na lama é cerca de 50% em massa (HE; PARK; JOSEPH, 2008, 2009). Esse valor é confirmado por um fabricante de bombas (SCHWING BIOSET INC.). Com a inevitável necessidade de secar o combustível em um equipamento com pressão de operação próxima a do gaseifcador, o custo de investimento e manutenção da usina é aumentado, e ainda, a necessidade de comprimir o gás de exaustão do processo para a secagem pode comprometer uma fração considerável da potência líquida que poderia ser gerada.

Em vista dessas limitações, considera-se, em vez de água, algum outro líquido combustível para ser bombeado junto ao combustível sólido. Isso poderia trazer um aumento significativo da eficiência e até mesmo eliminar a necessidade de secagem. Pois combustíveis como a cana de açucar e RSU possuem grande fração de umidade intrínseca à fase sólida.

Atualmente no Brasil, a produção de biodisel é crescente e cada vez mais integrada à matriz energética através da sua mistura com óleo diesel. Como consequência, também há grande produção de glicerol bruto, subproduto combustível de baixo valor econômico.

O primeiro estudo propondo uma variação da tecnologia FSIG/GT em que glicerol é usado para formar uma lama com biomassas foi publicado recentemente (DE SOUZA-SANTOS, 2016). A partir dessa nova variação, do inglês: *Fuel-Glycerol Slurry Integrated Gasification/Gas Turbine* (FGSIG/GT), duas possíveis alternativas para o processo de geração de potência são apresentadas. A primeira é a Configuração A, mostrada na Figura 6. Nessa, o combustível sólido úmido é alimentado ao secador (S) que opera em pressão próxima à atmosférica. Por isso, apenas uma simples rosca de Arquimedes pode realizar tal operação. Gás, relativamente quente (corrente 28) é aplicado para a secagem do combustível. Essa corrente é originada da saída da turbina a gás (TG) após a recuperação de energia da exaustão da turbina a gás pelo Ciclo Rankine (equipamentos 4 ao 8). Uma vez que o secador opera em baixa pressão, pouca potência é necessária para comprimir a corrente 15 para a corrente 28. O aumento de pressão somente é o necessário para suprir as perdas de pressão no leito do secador e seus

respectivos ciclones e filtros (CF). O combustível sólido que deixa o secador é misturado com glicerol bruto para formar a lama, que é bombeada (LC) para o gaseificador pressurizado (G). A corrente gasosa produzida passa por ciclones e filtros para diminuir a concentração e tamanho máximo de partículas da corrente 16 a níveis aceitáveis para injeção em turbinas a gás. A temperatura dessa corrente é diminuida no equipamento 11 para alcançar valores abaixo do ponto de orvalho das espécies alcalinas. Assim concentrações aceitáveis desses compostos (corrente 4) também são obtidas para a injeção na turbina a gás. A energia recuperada do resfriamento do gás move outro Ciclo Rankine (equipamentos 11 ao 15). A corrente 3 é combinada com ar comprimido da corrente 2 para o combustor (equipamento 2). A corrente 4 resultante da combustão é injetada na turbina a gás.



Figura 6 - Processo FGSIG/GT - Configuração A. C = Compressor, CB = Combustor, CD = Condensador, LG = Sistema de limpeza CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G = Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B = Bomba, S = Secador, CR = Abastecimento de combustível sólido por rosca, CS = Combustível seco, V = Válvula (DE SOUZA-SANTOS, 2016)

A Figura 7 mostra o processo FGSIG/GT para a Configuração B, que dispensa a etapa de secagem do combustível úmido. Nessa configuração, combustível sólido úmido é misturado com glicerol bruto para formar a lama, corrente 24, que é bombeada pelo equipamento 15 para dentro do gaseificador (G) pressurizado. Da mesma forma, ciclones e filtros (CF) reduzem a

concentração e tamanho máximo das partículas arrastadas com o gás produzido a níveis permitidos para injeção na turbina a gás (TG). A corrente 14 troca calor no equipamento 9 para que a temperatura alcance um valor menor que o ponto de orvalho de espécies alcalinas. Então a corrente 3, ao se combinar com a corrente 2 no combustor (CB), é totalmente oxidada em excesso de ar para que a temperatura dos gases de combustão não ultrapasse o limite da turbina.

A recuperação de energia consequente do resfriamento do gás (corrente 14 para a corrente 3) é feita pelo ciclo Rankine composto pelos equipamentos 9 ao 13, enquanto a recuperação de energia da exaustão da tubina a gás (equipamento 3) é realizada pelos equipamentos 4 ao 8.

Esse estudo primário teve por objetivo a geração de potência consumindo bagaço de cana de açúcar, onde as eficiências de primeira e segunda lei para Configuração A foram de aproximadamente 43% e 32,5%, respectivamente. Para a Configuração B, valores aproximados de 41,5% e 28% foram alcançados para as eficiências baseadas na primeira e segunda lei, respectivamente (DE SOUZA-SANTOS, 2016). Contudo, neste trabalho a Configuração B foi adotada por dispensar a fase de secagem. Adicionalmente, se combustível úmido for bombeado junto com glicerol bruto, sua umidade intrínseca permite que menores taxas de glicerol bruto sejam necessárias para formar lamas bombeáveis, quando comparadas às requeridas pela Configuração A. Isso aumenta a flexibilidade da operação com relação à disponibilidade de glicerol bruto no mercado.



Figura 7 - Processo FGSIG/GT - Configuração B. C = Compressor, CB = Combustor, CD = Condensador, LG = Sistema de limpeza, CF = Ciclones e filtros, LC = Lama combustível, G = Gaseificador, TG = Turbina a gás, TV = Turbina a vapor, GV = Gerador de vapor, B = Bomba (DE SOUZA-SANTOS, 2016)

3.5 Resíduo sólido urbano (RSU) e suas aplicações para conversão termoquímica

A aglomeração populacional em grandes e médias cidades associada com as novas tendências de consumo tem como consequência a grande produção de RSU. Aterros sanitários necessitam de grandes áreas, demandam altos custos de transporte do RSU para localidades crescentemente distantes, além de ficarem longe da qualificação de sanitários. Água de chuvas percolam pelo aterro, carregando bactérias, substâncias altamente tóxicas e poluentes aos lençóis freáticos. Isto ocorre, pois, a camada de material impermeável, colocada na base do aterro, se oxida ou sofre ataques químicos do líquido percolado e começa a perder sua impermeabilidade.

Há várias décadas, diversos países utilizam RSU para a geração de energia elétrica e/ou aquecimento distrital. Essa técnica é conhecida internacionalmente como *Waste to Energy*.

A conversão de energia (ou produtos) a partir do RSU pode ser obtida por diferentes tecnologias. Entre as conversões termoquímicas estão a combustão ou incineração, gaseificação e pirólise. Todos esses processos envolvem temperaturas relativamente altas.

A combustão é o método mais utilizado, em que a energia carregada pelos gases produtos de combustão é recuperada por ciclos de turbina a vapor. Também em países de clima frio, parte da energia disponível pelo combustível gera vapor, de relativa baixa pressão, que é utilizado em aquecimento distrital. Assim como a oxidação de outros combustíveis, poluentes são emitidos em suas formas oxidadas (NO_x, SO_x, entre outros). Embora o RSU não possua alto teor de enxofre, sistemas de captura são obrigatórios para atenderem às restritas legislações referentes a essas emissões. A eficiência média dessas unidades encontra-se abaixo das unidades que operam com carvão, pois além da menor entalpia de combustão e alto teor de umidade do RSU, há uma limitação sobre a temperatura máxima de geração de vapor (em média 680 a 700 K para as usinas mais eficientes). Essa limitação é devido a relativamente alta taxa de corrosão das superfícies dos tubos presentes nos trocadores de calor de alta temperatura. Entre os principais agentes responsáveis pela corrosão está a grande quantidade de cloretos contidos em polímeros (PVC principalmente), papéis e em outros derivados orgânicos (WORLD ENERGY COUNCIL, 2016) (SHAROBEM, 2016).

A gaseificação consiste em oxidar parte do combustível sólido alimentado fornecendo energia necessária para as reações endotérmicas responsáveis por converter o combustível sólido em gases combustíveis. A concentração do gás combustível produzido geralmente contém frações de H₂, CO, CH₄ e demais hidrocarbonetos. Esse gás combustível pode ser usado para geração de potência elétrica a partir de turbinas a gás acopladas a geradores ou para a sintetização de outros produtos químicos, como combustíveis líquidos (DEFRA-UK, 2013) (WORLD ENERGY COUNCIL, 2016). Entretanto, etapas minuciosas são necessárias quanto à adequação do conteúdo de espécies alcalinas e partículas sólidas remanescentes arrastadas pela corrente de gás. Também como mencionado anteriormente, o abastecimento de partículas sólidas em vasos pressurizados muitas vezes pode ser problemático. Embora ainda haja esses desafios, unidades aplicando gaseificação de RSU são mais eficientes quando comparadas a unidades de mesma capacidade aplicando processos de combustão junto a ciclos de turbina a vapor. Sob a mesma comparação, processos envolvendo gaseificação emitem menores quantidades de CO₂ por unidade de energia elétrica gerada (MURPHY; MCKEOGH, 2017) (KUMAR; SAMANDDER, 2017).

Por sua vez, a pirólise de RSU tem por principal objetivo a formação de gases combustíveis, líquidos hidrocarbonetos e carvão (*char*) através da decomposição termoquímica

em uma atmosfera livre de oxigênio. Para isso é necessário um aquecimento externo entre 750 e 1100 K. Os produtos formados a partir de pirólise são dependentes da taxa de aquecimento, temperatura e tempo de residência (KUMAR; SAMANDDER, 2017). Essa técnica pode ser usada como alternativa para descarte do RSU e relativamente fácil produção de gases combustíveis (HUATAI). No entanto, sob o ponto de vista da geração de potência elétrica, várias barreiras são encontradas. A alta produção de alcatrão causa grandes custos com sistemas de limpeza, e além disso, esse produto contém uma quantidade significativa de carbono e hidrogênio que não foram convertidos, resultando em baixas eficiências se comparado à gaseificação. Alcatrão também é composto por altas concentrações de espécies químicas tóxicas, portanto é necessário um descarte rigoroso para os subprodutos rejeitados nesse processo (WORLD ENERGY COUNCIL, 2016) (GABBAR; ABOUGHALY; AYOUB, 2017).

Outras tecnologias de conversão do tipo bioquímicas englobam, por exemplo, a fermentação e digestão anaeróbica e são restritas à porção biodegradável do lixo, entretanto estão fora do escopo deste trabalho (WORLD ENERGY COUNCIL, 2016).

3.5.1 Características e propriedades do resíduo sólido urbano

Os resíduos sólidos urbanos são constituídos por porções de matéria extremamente heterogêneas. Sua composição é fortemente influenciada por fatores como: estações do ano, clima da região e condições socioeconômicas.

Neste trabalho, a composição do RSU foi retirada do estudo realizado por Gidarakos, Havas e Ntzamilis (2006) por possuir uma metodologia bem detalhada, coerente e com resultados completos.

Durante um ano de pesquisa, várias amostras foram coletadas na região de Creta, na Grécia, com o objetivo de identificar a composição do RSU. A metodologia consistiu em coletar manualmente amostras durante uma semana em cada aterro entre sete aterros diferentes. Esse processo foi repetido para cada estação do ano (inverno, primavera, verão e outono), totalizando 28 semanas de coleta de amostras. A metodologia aplicada em todo estudo está de acordo com a norma ASTM D5231-92(2003) e garante boa confiabilidade e precisão (ASTM INTERNATIONAL).

Após a separação manual das amostras coletadas, Gidarakos, Havas e Ntzamilis (2006) classificam o RSU nas seguintes categorias:

- Orgânicos:

- Papéis (jornais, livros, revistas, panfletos, embalagens).

- Putrescíveis (restos de alimentos).

- Polímeros (PVC, PET, HDPE, LDPE entre outros).

- CMTB (couros, madeiras, tecidos e borrachas).

- Inorgânicos:

-Vidros.

- Alumínio (diversos tipos).

- Metais de diversos tipos, exceto alumínio.

- Materiais inertes (rochas, terra, resíduos de construção civil).

-Miscelâneas:

- Fraldas, papel higiênico entre outros materiais que não são classificados acima.

A Figura 8 ilustra a proporção em massa da composição física do RSU durante o período de pesquisa.



Figura 8 - Análise da composição do RSU (GIDAKAROS; HAVAS; NTZAMILIS, 2006)

Durante a análise química do RSU, somente materiais orgânicos foram levados em consideração. A Tabela 3 mostra o resultado das análises químicas imediata e elementar das amostras.

Propriedade	Valor
Poder calorífico superior ¹ (base seca)	22,30 MJ/kg
Análise química imediata (base úmida)	_
Umidade	36,72%
Voláteis	52,64%
Carbono Fixo	6,02%
Cinzas	4,62%
Análise química elementar (base seca)	
C	53,00%
Н	7,32%
Ν	1,32%
0	30,96%
S	0,10%
Cinzas	7.30%

1 – Poder calorífico superior calculado a partir de correlações descritas na literatura (DE SOUZA-SANTOS, 2010)

3.6 Glicerol bruto como subproduto da produção de biodiesel

A alta demanda por combustíveis e incentivos governamentais proporcionaram o aumento na produção nacional de biodiesel. Desde 2008 a adição de 2% em volume de biodiesel junto ao óleo diesel entrou em vigor. Essa adição foi crescente ao longo dos últimos anos e atualmente a proporção está em 8%, podendo chegar a 10% em 2019 (LEONETI; ARAGÃO-LEONETI; DE OLIVEIRA, 2012) (CONGRESSO NACIONAL DO BRASIL, 2016)

A produção brasileira de biodiesel em 2016 foi maior que 3,8 milhões de metros cúbicos, gerando quase 342 mil metros cúbicos de glicerol bruto (ANP, 2017)

De forma simplificada, o biodiesel é comumente produzido a partir da transesterificação de óleos vegetais ou gordura animal junto a um álcool. Metanol é geralmente utilizado devido seu baixo custo. Os produtos finais são compostos de ésteres metílicos, que constituem o biodiesel, e também glicerol bruto. A produção de biodiesel resulta na produção de glicerol bruto em uma razão mássica próxima de 1:10, ou seja, a cada 10 kg de biodiesel produzido cerca de 1 kg de glicerol bruto o acompanha (AYOUB; ABDULLAH, 2012).

O termo "glicerol" é somente aplicado ao composto puro 1,2,3 propanotriol e o termo "glicerina" refere-se a produtos comerciais com pureza acima de 95% (QUISPE; CORONADO; CARVALHO JR, 2013).

O processo de purificação de glicerol bruto para atender padrões industriais é economicamente inviável. Alternativas para consumir a crescente produção deste subproduto foram propostas, como produção de hidrogênio, aditivos para combustíveis, insumo para a produção de etanol ou metanol, tratamento sanitário e nutrição animal (LEONETI, ARAGÃO-LEONETI e DE OLIVEIRA, 2012). Além disso, o glicerol bruto pode ser utilizado para produção de gás combustível. Wei et al. (2011) experimentaram a possibilidade de gaseificar glicerol bruto junto a aparas de madeira em uma unidade piloto produzindo principalmente CO, CO_2 , CH_4 e H_2 .

A composição e entalpia de combustão do glicerol bruto estão associadas à matéria prima utilizada para a produção de biodiesel. O glicerol bruto possui entre 60 a 80% de pureza, podendo conter umidade entre 1,5 a 6,5%, cinzas (1,5 a 2,5%), metanol e demais resíduos. Durante a produção de biodiesel, o glicerol bruto passa pelo processo de neutralização de seu pH. Evaporação e destilação também são aplicadas para separar a água e recuperar metanol, entretanto, devido ao baixo custo do metanol utilizado como insumo, os processos descritos acima nem sempre são economicamente viáveis para as refinadoras. (BOHON et al. 2011).

A Figura 9 ilustra o perfil nacional de matérias primas consumidas para a produção de biodiesel em janeiro de 2017.



Figura 9 - Matérias-primas consumidas para a produção de biodiesel em janeiro de 2017 (ANP, 2017)
O óleo de soja é a principal matéria prima utilizada na produção brasileira de biodiesel, compreendendo uma parcela maior que as demais fontes combinadas. Porém, a Tabela 4 mostra o percentual de cada tipo de matéria-prima utilizada em cada região brasileira. Observa-se que fontes animais de ácidos graxos compreendem uma fração substancial da produção de biodiesel dependendo da região. Portanto, análises mais aprofundadas sobre a composição do glicerol bruto devem ser obtidas para cada caso.

		===.)						
Matária prima	Região brasileira (%)							
Materia-prima	Norte	Nordeste	Centro-Oeste	Sudeste	Sul			
Óleo de soja		47,02	75,65	26,72	65,35			
Gordura bovina	100	20,61	4,07	52,34	18,59			
Outros materiais graxos	-	7,08	20,05	1,37	2,82			
Gordura suína	-	-	0,09	0,01	9,72			
Óleo de palma/dendê	-	19,49	-	11,11	-			
Óleo de canola/colza	-	-	-	-	2,34			
Óleo de fritura	-	0,03	0,12	7,26	0,14			
Gordura de frango	-	-	0,02	1,18	1,05			
Óleo de algodão	-	5,77	-	-	-			
Volume produzido (m ³)	188	20108	113702	24284	97284			

Tabela 4 - Percentual das matérias-primas utilizadas para a produção de biodiesel em janeiro de 2017 (ANP, 2017)

4 METODOLOGIA

Para permitir estudos sobre o processo FGSIG/GT, ferramentas computacionais foram utilizadas.

Assim, para a otimização do gaseificador empregou-se o simulador *Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed Equipment 4th Generation* (CeSFaMBTM). A primeira versão do simulador foi desenvolvida como parte do programa de Ph.D. do orientador na Universidade de Sheffield, Reino Unido nos anos 80 (DE SOUZA-SANTOS, 1987). Tal simulador evoluiu e continua sendo empregado em vários trabalhos (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (DE SOUZA-SANTOS; BERNAL; RODRIGUEZ-TORRES, 2015) (DE SOUZA-SANTOS, 2016) e também validado contra muitas operações reais (DE SOUZA-SANTOS, 1987, 1989, 1994a, 1994b, 2007, 2008, 2009, 2010) (RABI; DE SOUZA-SANTOS, 2003, 2004, 2008) (KRZYWANSKI, ŻYłKA, et al., 2016) (ENGELBRECHT, et al., 2011) (VAN DEN ENDEN; LORA, 2004) (ORTIZ; VENTURINI; LORA, 2011) (MOUTSOGLOU, 2012). As características básicas do modelo matemático no qual o CeSFaMBTM se baseia podem ser encontradas em (DE SOUZA-SANTOS, 2010).

Para simular e otimizar o processo de geração de potência como um todo, foi empregado o *Industrial Process and Equipment Simulator* (IPES). Esse simulador, também desenvolvido pelo orientador, efetua balanços de massa e energia no volume de controle envolvendo cada equipamento do processo. Ao final, permite conhecer as temperaturas, pressões, composições e vazões de cada corrente bem como diagnósticos relacionados ao processo todo. Também tem sido empregado em vários trabalhos (DE SOUZA-SANTOS; BERNAL; RODRIGUEZ-TORRES, 2015) (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (DE SOUZA-SANTOS, 2015).

Durante a otimização do gaseificador, a eficiência exergética foi escolhida como objetivo primário e para isso duas sub fases foram necessárias:

- a) A primeira consistiu em variar a vazão mássica de glicerol e também a vazão mássica de ar. O diâmetro do leito foi mantido constante assim como todos os outros parâmetros como pressão, taxa de alimentação do RSU, alturas do leito e *freeboard*.
- b) Com resultados preliminares em mãos, incrementos na vazão mássica de glicerol próximos ao ponto ótimo obtido na etapa anterior foram determinados. Para cara um deles, nesta segunda sub fase, a vazão mássica de ar injetado e o diâmetro do leito

foram adotados como varíaveis. Portanto, os parâmetros ótimos para o gaseificador foram obtidos para cada vazão mássica de glicerol bruto adicionada junto a lama.

Essa etapa é caracterizada por extensas iterações e coleta de resultados até que o valor máximo de eficiência seja obtido.

A composição, temperatura e pressão do gás produzido pelos processos descritos acima foram utilizadas para otimizações do processo global de geração de potência.

A Figura 10 ilustra em um diagrama de blocos a estratégia das simulações utilizadas para otimização de cada gaseificador e de todo processo de geração de potência elétrica.



Figura 10 - Estratégia de simulações para otimização do gaseificador e de todo processo

Deve-se também ter em conta que algumas operações imaginadas para o gaseificador levam a condições impossíveis de reprodução em termos reais. Os principais fatores para tanto são (DE SOUZA-SANTOS, 2010):

- a) Perda de fluidização devido a velocidade superficial não atingir a velocidade mínima de fluidização em qualquer região do leito;
- b) Velocidade do gás ultrapassando o segundo limite turbulento, ou seja, operação em regime circulante ou pneumático;

- c) Temperatura acima do ponto de amolecimento de cinzas, o que leva a aglomeração de partículas e consequente colapso do leito;
- d) Não ser possível atingir regime permanente. Isto ocorre, por exemplo, quando a taxa de partículas elutriadas é tão alta a ponto de não ser possível manter a altura do leito constante.

4.1 Considerações e hipóteses

As principais considerações e hipóteses aplicadas neste trabalho são listadas a seguir:

1) O gaseificador do tipo leito fluidizado borbulhante (LFB) foi adotado. Contudo outras técnicas podem ser empregadas, como o leito fluidizado circulante. Entretanto, LFB permite uma vasta faixa de operação relacionadas, por exemplo, ao tipo e qualidade do combustível, distribuição granulométrica e densidade das partículas. Por exemplo, pequenas rochas ou demais materiais inertes podem ser misturados ao RSU e nenhuma dificuldade operacional deve ser encontrada se o distribuidor de gás na base do equipamento for propriamente projetado. Materiais densos iriam para o fundo do leito e seriam descartados sem a necessidade de interrupção da operação (DE SOUZA-SANTOS, 2010) (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013).

2) As informações referentes à composição do RSU foram retiradas do estudo realizado por Gidarakos, Havas e Ntzamilis (2006). O valor do poder calorífico superior foi calculado a partir da análise química elementar com correlações presentes na literatura (DE SOUZA-SANTOS, 2010) (RYU, 2010).

3) A forma básica do RSU é considerada como cilíndrica e com o valor de esfericidade igual a 0,3, que é típico de materiais fibrosos. Isto foi adotado uma vez que grande fração de biomassas, como madeiras, papéis e restos de alimentos, estão presentes em sua composição.

4) Da mesma forma que biomassas, as densidades aparentes e real do RSU (úmido) foram assumidas como 720 e 1400 kg/m³, respectivamente.

5) A distribuição de tamanho das partículas de RSU foi estabelecida para manter o diâmetro médio em cerca de 2 mm. Esse valor foi obtido a partir de simulações preliminares com o objetivo de manter o equilíbrio entre boas condições de operação dos equipamentos e evitar demasiados custos com trituramento. A distribuição granulométrica é apresentada na Tabela 2.

Nível	Tamanho (mm)	Fração mássica (%)
1	2,9950	1,0
2	2,4960	2,0
3	1,4970	74,0
4	0,9884	6,0
5	0,6988	5,0
6	0,5490	4,0
7	0,4492	3,0
8	0,3494	2,0
9	0,2496	1,0
10	0,1497	1,0
11	0,02496	1,0

Tabela 5 - Distribuição granulométrica do RSU (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013)

6) A composição do glicerol considerada foi a do composto puro (C₃H₈O₃), apresentado na Tabela 3. A composição do glicerol bruto é dependente da matéria-prima utilizada para a produção de biodiesel (BOHON et al., 2011). Portanto essa composição é adotada como uma aproximação.

Tabela 6 - Composição básica do glicerol puro	(BOHON et al.,	2011
Propriedade	Valor	
Poder calorífico superior (base seca)	16,8 MJ/kg	
Análise química elementar (base seca)		
C	39,1%	
Н	8,7%	
Ν	0%	
0	52,2%	
S	0%	
Cinzas	0%	

1)

7) A escala da usina foi escolhida para o consumo de 10 kg/s de RSU úmido ou 6,328 kg/s seco. De acordo com a Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, em 2015, a geração média de RSU no Brasil encontrou-se em 1,071 kg/habitante/dia, fazendo a taxa de consumo de RSU coerente com uma cidade de 800 mil habitantes (ABRELPE, 2016). Contudo, a proposta de consumo apresentada neste trabalho pode facilmente ser ampliada ou reduzida e as conclusões obtidas aqui possivelmente não seriam invalidadas.

8) Em vista da taxa de consumo de RSU acima indicada, limitou-se a taxa de adição de glicerol à lama em 7 kg/s. Esse valor supera a taxa de consumo de RSU seco e considerouse pouco provável a disponibilidade de glicerol acima desse limite. Entretanto, futuros estudos poderão considerar concentrações ainda mais altas de glicerol na lama.

9) De acordo com a Configuração B (Figura 8), RSU úmido é misturado com glicerol bruto para formar uma espécie de lama que posteriormente é bombeada para dentro do gaseificador pressurizado. Bombas disponíveis comercialmente possuem um limite em torno de 50 % de sólidos secos contido na lama, logo a vazão mínima de glicerol bruto proposta nesse estudo obedece esta condição (HE; PARK; JOSEPH, 2008, 2009) (SCHWING BIOSET INC.). Isso justifica a adoção da taxa mínima de glicerol em 3,5 kg/s.

10) O modelo proposto entre reações químicas heterogêneas é o de núcleo exposto (*exposed-core model*), tal modelo assume que nenhuma camada de cinzas ou compostos não reagentes permaneçam envolvendo a partícula. Devido a bruscas variações de temperatura combinado com atrito e colisões com outras partículas, a fina camada de material consumido é instantaneamente quebrada e desprendida da partícula (DE SOUZA-SANTOS, 2010)(DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013). Para as reações entre glicerol e gases, o modelo *coated-inert particle* (CIP) foi adotado.

11) Ar é injetado no distribuidor a 4,1 MPa e cerca de 939 K. Com a perda de pressão ao longo do gaseificador e no ciclone assume-se que o gás produzido entre no primeiro trocador de calor (equipamento 9) a 4 MPa. Tal pressão de operação é atingida pelo compressor sem a necessidade de resfriamento interno, evitando possíveis perdas de eficiência. Gaseificadores operando em alta pressão necessitam de paredes de aço de grande espessura. Para o aço ASTM A515-70 (MatWeb - ASTM A515-70) e diâmetro de 11 m, esta espessura encontra-se em cerca de 300 mm, dentro do limite de manufatura com o uso de calandras especializadas (SCA Caldeiraria).

12) O gás produzido deve ser filtrado para diminuir a concentração e tamanho máximo das partículas a valores aceitáveis para injeção em turbinas disponíveis no mercado. A injeção em turbinas a gás impõe que a concentração de espécies alcalinas presente no gás deve ser reduzida (SPACIL; LUTHRA, 1982) (WOOLCOCK; BROWN, 2013). Filtros de cerâmica podem ser utilizados para remover possíveis concentrações de alcatrão. A adequação da concentração máxima de espécies alcalinas para injeção em turbinas a gás também é necessária. O resfriamento do gás a uma temperatura abaixo do ponto de orvalho desses compostos, cerca de 800 K, permite sua remoção através da condensação (OAKEY; SIMMS; KILGALLON, 2004).

13) As eficiências isentrópicas das turbinas foram assumidas a 85% e 87% para os compressores (GRESH; SASSOS; WATSON, 1992).

14) A temperatura máxima permitida do fluxo de ar que deixa os compressores axiais é de 950 K, esse valor está de acordo com as limitações do material utilizado para sua construção. (BOYCE).

15) A eficiência isentrópica adotada para bombas foi de 90% (VERES, 1994).

16) A mínima diferença de temperatura de 10 K foi atribuída às correntes paralelas de entrada ou saída de trocadores de calor (DE SOUZA-SANTOS, 2015).

17) A temperatura máxima de entrada em turbinas a gás é de 1700 K (MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, 2011).

18) A temperatura de entrada em turbinas a vapor é mantida menor ou igual 900 K. Turbinas comerciais ainda operam ligeiramente abaixo dessa temperatura, contudo com o desenvolvimento de novas ligas metálicas esse valor possivelmente será coberto dentro de projeções futuras (SIEMENS).

19) Trocadores de calor de altas temperaturas podem ser utilizados, contudo minimizar as situações de aplicação destes é fortemente aconselhado para evitar excessivo capital de investimento e manutenção (AQUARO; PIEVE, 2007) (SCHULTE-FISCHEDICK; DREISIGACKER; TAMME, 2007).

Nenhuma consideração ou cálculo econômico fazem parte deste trabalho aqui apresentado.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta seção são apresentados os resultados referentes ao efeito da concentração de glicerol bruto sobre a eficiência exergética e também sobre a eficiência a frio para otimização dos gaseificadores. Detalhes sobre os principais fenômenos físicos e químicos para esses equipamentos também são abordados.

Os resultados da otimização do processo todo de geração de potência a partir das características do gás produzido nos diferentes níveis de glicerol adicionados ao RSU também são apresentados.

5.1 Gaseificador

Durante a otimização de gaseificadores, dois possíveis parâmetros são comumente empregados como função objetivo, entre eles, a eficiência exergética ou eficiência de segunda lei, definida pela Equação 1:

$$\eta_{exe} = \frac{\text{Taxa de exergia do gás produzido}}{\text{Soma das taxas de exergia de todas as correntes de entrada (ar e combustível)}}$$
(1)

A taxa de exergia de cada corrente é dada pela multiplicação da vazão mássica pela sua respectiva exergia específica. O Apêndice C resume o cálculo de exergia de combustíveis sólidos.

Outra função objetivo vastamente aplicada é a eficiência a frio, definida pela Equação 2 (DE SOUZA-SANTOS, 2010):

$$\eta_{frio} = \frac{\text{Taxa de entalpia do gás produzido (limpo e seco) a 298 K e 1 atm}}{\text{Somas das taxas de entalpia entrando no equipamento (ar e combustível)}}$$
(2)

Aqui o termo "gás limpo e seco" significa livre de alcatrão ou qualquer outro resíduo (geralmente produzidos devido o fenômeno de desvolatilização), e também livre de umidade (H₂O).

A taxa de entalpia transportada por cada corrente é definida como o produto entre a vazão mássica e sua respectiva entalpia específica. A entalpia aqui referida é a soma da entalpia de combustão com a entalpia sensível (DE SOUZA-SANTOS, 2010) (MORAN, et al., 2011).

Como ilustrado na Figura 7, Configuração B, o gás que deixa o gaseificador (corrente 14) em alta temperatura é resfriado com o objetivo de condensar espécies alcalinas. Durante esse processo, há troca de calor para a geração de vapor e operação de um ciclo Rankine (equipamentos 9 a 13). Por essa razão, não só a qualidade do gás é importante, mas também sua entalpia sensível (DE SOUZA-SANTOS, 2010, 2016). Assim, como em estudos anteriores, a eficiência exergética de gaseificação foi escolhida como função objetivo nas otimizações desenvolvidas no presente estudo (DE SOUZA-SANTOS; BERNAL; RODRIGUEZ-TORRES, 2015).

5.1.1 Primeira etapa de otimização do gaseificador

Como mencionado anteriormente, na primeira etapa de otimização do gaseificador, a vazão mássica de ar injetado e vazão mássica de glicerol bruto adicionado à lama foram assumidas como variáveis. O diâmetro do *freeboard* e do leito foram mantidos constantes a 11 m. Um equipamento com essa dimensão encontra-se dentro da faixa de operação em que a técnica de LFB aplicada para a taxa de consumo de RSU proposta tornam-se viáveis.

Durante essa etapa preliminar, a vazão mássica de ar empregada está contida entre 17 e 20 kg/s, com adições de glicerol bruto variando de 2 a 6 kg/s. Essas faixas de operação foram produtos de uma análise preliminar por simulação e mostraram conter condições factíveis de operação do leito fluidizado de gaseificação. Embora a taxa de 2 kg/s de alimentação de glicerol esteja abaixo do factível para composição de uma lama bombeável, o valor foi incluído apenas como especulativo.

A Tabela 7 e Figura 11 mostram os resultados obtidos após a primeira etapa de otimização do gaseificador tendo como objetivo a maior eficiência exergética.

Eficiência exergética (%)							
Vazão de ar	Vazão mássica de glicerol (kg/s)						
(kg/s)	2	3	4	5	6		
17		76.33	76.98	76.22	73.39		
18	71.09	76.21	77.44	77.22	76.06		
19	71.16	75.61	77.94	77.92	78.18		
20	71.43	74.23	77.60	79.34	79.03		

Tabela 7 - Valores de eficiência exergética obtidos na primeira etapa de otimização do gaseificador

Nessa primeira etapa de otimização, observa-se que a eficiência exergética tende a convergir para operações com maiores vazões de ar injetado e para altas taxas de glicerol bruto adicionado ao RSU.



Figura 11 - Eficiências exergéticas obtidos na 1ª etapa de otimização do gaseificador

A temperatura do leito é um parâmetro importante para manter o controle operacional do processo. Altas temperaturas de operação podem alcançar o ponto de amolecimento das cinzas que causam aglomerações entre partículas levando ao colapso do leito. O ponto de amolecimento de cinzas encontra-se em torno de 1500 K para a maioria dos combustíveis (DE SOUZA-SANTOS, 2010). A Figura 12 mostra a temperatura média do leito na altura



intermediária para cada simulação, observa-se que as condições que fornecem maiores eficiências não ultrapassam os 1100 K.

Figura 12 - Temperatura média na posição intermediária do leito - primeira etapa de otimização

5.1.2 Segunda etapa de otimização do gaseificador

A partir dos resultados encontrados na primeira etapa, uma faixa de vazão mássica de glicerol bruto entre 3,5 a 7,0 kg/s com intervalos de 0,5 kg/s foi escolhida. Nesta etapa, para cada vazão mássica de glicerol bruto, o diâmetro do leito e a vazão mássica de ar foram adotados como variáveis. Portanto oito situações diferentes de geometria e operação de gaseificação foram incluídas. A partir desse ponto, a vazão mássica de glicerol bruto é atribuída como índice para identificar os diferentes gaseificadores otimizados.

O valor mínimo de glicerol bruto adicionado ao RSU nesse estudo é suficiente para manter a lama com um conteúdo de sólidos secos menor que 50%, que é aproximadamente a máxima proporção aceitável para bombas comerciais (HE; PARK; JOSEPH, 2008, 2009)

(SCHWING BIOSET INC.). A proporção de umidade e sólidos secos presentes na lama com diferentes concentrações de glicerol bruto são apresentadas na Tabela 8.

Vazão mássica de glicerol bruto (kg/s)	Vazão mássica da lama: glicerol + RSU (kg/s)	Concentração mássica de glicerol bruto presente na lama (%)	Porcentagem mássica de umidade junto a lama (%)	Conteúdo em massa de sólido seco na lama (%)
3,5	13,5	25,93	27,20	46,87
4,0	14,0	28,57	26,23	45,20
4,5	14,5	31,03	25,32	43,64
5,0	15,0	33,33	24,48	42,19
5,5	15,5	35,48	23,69	40,83
6,0	16,0	37,50	22,95	39,55
6,5	16,5	39,39	22,25	38,35
7,0	17,0	41,18	21,60	37,22

Tabela 8 - Concentração de glicerol bruto, umidade e sólido seco para diferentes gaseificadores

Durante a discussão referente às características e detalhes de operação serão comparados gaseificadores alimentados com vazão de glicerol bruto de 3,5 e 7,0 kg/s. Operações consumindo taxas intermediárias de glicerol bruto corroboram os resultados aqui apresentados.

A Tabela 9 e Figura 13 apresentam os resultados da otimização da eficiência exergética para o gaseificador quando a taxa de 3,5 kg/s de glicerol bruto adicionado à lama, enquanto a Tabela 10 e Figura 14 mostram a otimização para a maior vazão mássica de glicerol bruto adotada (7,0 kg/s).

massica de gneeror brato iguar a 5,5 kg/s						
Eficiência exergética (%) – Vazão de glicerol bruto = $3,5 \text{ kg/s}$						
Vazão de ar	Di	âmetro do	leito e fr	eeboard (m)	
(kg/s)	9	10	11	12	13	
15	75,36	75,14	75,13	75,03	74,55	
16	76,14	76,20	76,05	75,88	75,73	
17	76,33	76,47	76,64	76,63	76,34	
18	76,22	76,47	76,50	76,36	76,25	
19	75,68	75,85	75,87	75,99	75,88	

 Tabela 9 - Valores da otimização visando maior eficiência exergética para gaseificador operando com vazão mássica de glicerol bruto igual a 3,5 kg/s



Figura 13 - Otimização visando maior eficiência exergética para gaseificador operando com vazão mássica de glicerol bruto igual a 3,5 kg/s

Enciencia exe	genca (%) – vazao de ginceroi bruto = $7,0$ kg/s					
Vazão de ar	Diâmetro do leito e freeboard (m)					
(kg/s)	10	11	12	13	14	
25	82,94	83,20	83,30	83,43	83,44	
26	82,66	83,43	83,45	83,43	83,30	
27	83,23	83,23	83,52	83,40	83,22	
28	83,18	83,30	83,35	83,19	82,72	
29	82,40	82,97	83,11	82,79	82,84	

Tabela 10 - Eficiência exergética para gaseificador operando com vazão mássica de glicerol bruto de 7,0 kg/s



Figura 14 - Eficiência exergética - gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto

No caso de operação com taxa de alimentação de glicerol em 3,5 kg/s, a maior eficiência exergética de gaseificação foi de 76,64%. Tal máximo ocorreu para taxa de injeção de ar em 17 kg/s e leito com diâmetro interno de 11 m. Para o caso de taxa de injeção de glicerol em 7,0 kg/s, a maior eficiência exergética foi de 83,52% e encontrado quando 27 kg/s de ar são injetados em leito com diâmetro de 12 m.

Observa-se um expressivo aumento da eficiência exergética com o aumento da vazão mássica de glicerol adicionada à lama. Quanto maior a concentração de glicerol bruto, menor a fração relativa de água líquida (umidade intrínseca do RSU) presente na lama (Tabela 8). Como consequência, menor a fração de energia liberada pela oxidação parcial do combustível é designada para a evaporação da umidade. Contudo, H₂O em estado gasoso é um importante agente de gaseificação. Sua concentração nos gases reagentes no interior do gaseificador afeta várias taxas de reações químicas endotérmicas importantes para a formação de CO, H₂ e CH₄ e outros gases combustíveis desejáveis. Esse fato é verificado quando a otimização tem como objetivo a maior eficiência a frio.

A Tabela 11 e Figura 15 apresentam os resultados para taxa de alimentação de 3,5 kg/s de glicerol à lama. Observa-se que a maior eficiência a frio (80,16%) ocorre quando o diâmetro de 13 m é mantido junto a taxa de injeção de ar de 16 kg/s. Para taxa de alimentação de glicerol em 7,0 kg/s (Tabela 12 e Figura 16), a otimização leva ao valor máximo de 77,71% para a eficiência a frio no reator com o diâmetro do leito de 15 m e vazão mássica de ar injetado de 23 kg/s.

Eficiência a f	rio(%) - Vazão mássica de glicerol = 3,5 kg/s					
Vazão de ar	Diâmetro do leito e freeboard (m)					
(kg/s)	10	11	12	13	14	
15	79,61	79,82	79,75	79,51	78,82	
16	80,07	80,09	80,08	80,16	79,55	
17	79,49	79,89	80,13	80,01	79,63	
18	78,61	78,91	78,99	79,02	79,17	
19	76,88	77,07	77,56	77,76	77,72	

Tabela 11 – Eficiência a frio para o caso de 3,5 kg/s de glicerol adicionado à lama combustível



Figura 15 - Otimização do gaseificador tendo como objetivo a maior eficiência a frio – Vazão mássica de glicerol bruto junto a lama em 3,5 kg/s

Eficiência a f	io(%) - Vazão mássica de glicerol = 7,0 kg/s						
Vazão de ar	Di	Diâmetro do leito e freeboard (m)					
(kg/s)	12	13	14	15	16		
21	75,51	75,35	74,89	74,33	73,92		
22	76,43	77,26	77,60	75,58	75,07		
23	77,08	76,88	76,78	77,71	76,20		
24	76,95	76,89	77,57	77,10	76,64		
25	77,00	77,38	77,50	77,19	76,88		

 Tabela 12 - Eficiência a frio para o caso de 7,0 kg/s de glicerol adicionado à lama combustível



Figura 16 - Otimização do gaseificador tendo como objetivo a maior eficiência a frio – Vazão mássica de glicerol bruto junto a lama em 7,0 kg/s

As temperaturas médias da seção transversal na posição intermediária do leito obtidas para taxa de alimentação de glicerol bruto em 3,5 e 7,0 kg/s, são mostradas nas Figuras 17 e 18, respectivamente.



Figura 17 - Temperatura média do leito - vazão mássica de glicerol bruto em 3,5 kg/s



Figura 18 - Temperatura média do leito - vazão mássica de glicerol bruto em 7,0 kg/s

A Tabela 13 lista os resultados obtidos para otimização de todos os gaseificadores tendo como objetivo a maior eficiência exergética e eficiência a frio e seus respectivos valores utilizados como variáveis durante as simulações.

Vazão mássica de glicerol (kg/s)	Maior eficiência exergética (%)	Vazão mássica de ar ¹ (kg/s)	Diâmetro: leito e <i>freeboard</i> ¹ (m)	Maior eficiência a frio (%)	Vazão mássica de ar ² (kg/s)	Diâmetro: leito e <i>freeboard</i> ² (m)
3,5	76,64	17	11	80,16	16	13
4,0	77,94	19	11	79,57	17	12
4,5	78,89	20	11	79,17	19	13
5,0	79,87	22	11	78,73	20	12
5,5	80,80	23	12	78,38	21	12
6,0	81,71	24	13	78,09	22	14
6,5	82,61	25	11	77,84	23	13
7,0	83,52	27	12	77,71	23	15

Tabela 13 - Eficiências exergéticas e a frio para diferentes casos de taxas de glicerol alimentadas ao gaseificador

1 - Referente à otimização para maior eficiência exergética

2 - Referente à otimização para maior eficiência a frio

A Figura 19, ilustra o efeito da concentração de glicerol adicionada à lama sobre a eficiência exergética e eficiência a frio.



Figura 19 - Variação das eficiências exergética e a frio para os gaseificadores otimizados com diferentes taxas de consumo de glicerol bruto

A Figura 19 mostra que o aumento da taxa de injeção de glicerol no leito promove comportamentos contrários para as eficiências exergéticas (EE) e a frio (EF). Isto pode ser entendido devido a adoção do modelo de recobrimento de partícula inerte, ou *Coated Inert Particle* (CIP), onde assume-se que o glicerol líquido recobre a superfície da partícula do combustível sólido, neste caso o RSU. O aumento de glicerol promove um aumento na espessura média dessa camada. Os gases reagem primeiramente com o líquido para então poder atacar o material carbonífero sólido. Portanto, a conversão de carbono decresce no leito, diminuindo o poder calorífico do gás produzido, e assim sua EF. Porém, a combustão parcial do glicerol leva a maiores temperaturas no leito, bem como nos gases produzidos, desta forma, a EE sempre cresce com a injeção de glicerol, uma vez que esta é composta não somente pelo poder calorífico do gás produzido, mas também pelo calor sensível deste, diretamente relacionada a sua temperatura. Porém, durante a otimização do gaseificador, a maximização da conversão de carbono também foi alcançada. Contudo isso só foi possível com o aumento da razão de oxigênio (ou ar) junto ao aumento da injeção de glicerol (Figura 20). A razão de oxigênio é definida pela Equação 3:



razão de
$$O_2 = \frac{\text{vazão de oxigênio injetada}}{\text{vazão estequiométrica de oxigênio}}$$
 (3)

Figura 20 - Razão de O2 necessária para a otimização de cada caso

As figuras a seguir ilustram alguns aspectos das gaseificações das lamas de RSU e glicerol. Alguns casos particulares, mas representativos do geral, foram escolhidos. Um diagrama de reator é ilustrado na Figura 21.



Figura 21 - Esquema do gaseificador com referência a partir da posição do distribuidor de ar: altura da posição de abastecimento = 0,5 m, altura média do leito = 4,0 m, posição do *freeboard* de 4,0 a 10,0 m

A Figura 22 mostra os perfis de concentração de CO₂, CO e O₂ ao longo da altura do equipamento consumindo a taxa de 3,5 kg/s de glicerol bruto. Mais detalhes nas proximidades do distribuidor podem ser visualizados na Figura 23, em que o eixo das abscissas está em escala logarítmica.



Figura 22 - Perfis de concentração de CO₂, CO e O₂ ao longo da altura do gaseificador consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto



Figura 23 - Perfis de concentração de CO₂, CO e O₂ ao longo da altura do gaseificador consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto (eixo das abscissas em escala logarítmica)

Os perfis de concentração de CO_2 , $CO e O_2$ também são apresentadas para o gaseificador consumindo a maior vazão de glicerol (7,0 kg/s), da mesma forma, a Figura 24 expõe o perfil das concentrações molares em escala linear e a Figura 25 mostra o eixo das abscissas em escala logarítmica.



Figura 24 - Perfis de concentração de CO₂, CO e O₂ ao longo da altura do gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto



Figura 25 - Perfis de concentração de CO₂, CO e O₂ ao longo da altura do gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto (eixo das abscissas em escala logarítmica)

Em diferentes concentrações de glicerol bruto, observa-se que o oxigênio é totalmente extinto a cerca de 0,1 m acima do distribuidor, suficientemente distante da posição de abastecimento do combustível (0,5 m). Deste modo, grande volume do leito encontra-se em redução, onde gases combustíveis produzidos através da desvolatilização e demais reações são preservados.

A rápida reação exotérmica de oxidação, permitida pela injeção de ar pelo distribuidor, proporciona abrupta elevação na temperatura logo acima do distribuidor como é visto nas Figuras 26 e 27. Tal taxa de reação é maior para maiores concentrações de glicerol na lama alimentada, pois a reação entre oxigênio e glicerol não é muito afetada por resistências impostas por transferências de massa, como é o caso típico de reações heterogêneas envolvendo sólidos porosos. Assim observa-se que para o caso em que a vazão de glicerol foi de 7,0 kg/s, a temperatura média no leito ficou cerca de 100 K acima da temperatura média para o caso em que a taxa de glicerol é de 3,5 kg/s.



Figura 26 - Perfil de temperatura no leito - vazão mássica de glicerol = 3,5 kg/s



Figura 27 - Perfil de temperatura no leito - vazão mássica de glicerol = 7,0 kg/s

Na posição de abastecimento da lama combustível, situada 0,5 m acima do distribuidor, ocorre alta taxa de evaporação de água intrínseca ao RSU, resultando em grande concentração de vapor. A reação de H₂O com a fase sólida e com dióxido de carbono, leva a formação de monóxido de carbono e hidrogênio. Desvolatilização também ocorre totalmente nessa posição. De modo muito simplificado, as principias reações ou processos são:

Combustível úmido ↔ Combustível seco + H₂O

 $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$

 $\mathrm{CO} + \mathrm{H_2O} \leftrightarrow \mathrm{CO_2} + \mathrm{H_2}$

Voláteis → Gases + Alcatrão

Alcatrão + $H_2 \rightarrow CH_4$

É importante ressaltar que diversas outras reações químicas ocorrem na posição de abastecimento junto com a desvolatilização do combustível, e ainda, não necessariamente na ordem transcrita acima. Uma lista mais completa das reações em processos de combustão e gaseificação pode ser encontrada em (DE SOUZA-SANTOS, 2010) e também no Apêndice D.

As Figuras 28 e 29 apresentam os perfis de concentrações de vapor de água, hidrogênio e metano ao longo dos gaseificadores operando com vazões mássicas de glicerol de 3,5 kg/s e 7,0 kg/s respectivamente.



Figura 28 - Perfis de concentrações de H_2O , H_2 e CH_4 ao longo do gaseificador – Vazão mássica de glicerol bruto = 3,5 kg/s



Figura 29 - Perfis de concentrações de H_2O , H_2 e CH_4 ao longo do gaseificador – Vazão mássica de glicerol bruto = 7,0 kg/s

Antes de comentar tais gráficos é importante lembrar que as partículas combustíveis misturam-se rapidamente ao leito. Assim, é possível encontrar partículas com combustão em pontos razoavelmente distantes do ponto onde estas foram alimentadas ao leito. Por outro lado, a secagem e pirólise, são processos muito rápidos e se completam quase que totalmente em posições muito próximas ao ponto de alimentação das partículas ao leito.

Assim, por exemplo, nas Figuras 28 e 29, é possível notar dois picos na concentração molar de H₂O. O primeiro ocorre imediatamente acima do distribuidor de ar devido a oxidação parcial das partículas combustíveis nessa região e o segundo ocorre logo na posição de abastecimento devido à secagem e pirólise do combustível alimentado.

Também é possível notar que em ambas as figuras, dois aumentos no gradiente de produção de hidrogênio ocorrem nas mesmas posições em que os picos de vapor de água ocorrem. Entre as principais causas deve-se a aumentos nas taxas da reação carbono-água. Outra razão é que hidrogênio também está entre os produtos da pirólise. Outra contribuição advém da *shift* (CO + H₂O = CO₂ + H₂), ou seja, a alta concentração de H₂O desloca a reação para maior formação H₂.

As Figuras 28 e 29 também mostram que praticamente todo o metano é formado durante a pirólise. Assim, nos casos em que a fração de sólido volátil (RSU) na lama é maior, maior será a concentração de metano no gás produzido. Por exemplo, no gaseificador otimizado para o consumo 3,5 kg/s de glicerol (Tabela 8), a concentração CH₄ no gás produzido foi de 7,4%, enquanto que para o caso ótimo de 7,0 kg/s de glicerol, o valor ficou em 4,1%.

As Figuras 30 e 31 mostram as principais taxas de reações químicas entre gases e as Figuras 32 e 33 representam as mais importantes reações químicas heterogêneas. Para simplificação, o combustível abastecido é representado apenas pelo carbono.



Figura 30 – Taxas das principais reações homogêneas no gaseificador consumindo glicerol bruto a taxa de 3,5 kg/s – Emulsão – Eixo das abscissas e ordenadas em escala logarítmica



Figura 31 – Taxas das principais reações homogêneas no gaseificador consumindo glicerol bruto a taxa de 7,0 kg/s – Emulsão – Eixo das abscissas e ordenadas em escala logarítmica



Figura 32 – Taxas das principais reações heterogêneas no gaseificador consumindo a taxa de 3,5 kg/s de glicerol



Figura 33 - Taxas das principais reações heterogêneas no gaseificador consumindo a taxa de 7,0 kg/s de glicerol

As Figuras 34 e 35 mostram os perfis de concentrações de alcatrão, sulfeto de hidrogênio e amônia nos gaseificadores consumindo a vazão mínima e máxima de glicerol bruto, 3,5 e 7,0 kg/s, respectivamente.

Alcatrão é um produto normalmente indesejado durante processos de gaseificação. Em todos os gaseificadores otimizados, a completa decomposição de alcatrão em gases foi computada pelo CeSFaMBTM. Tais resultados são plausíveis, pois em gaseificadores operando em leito fluidizado borbulhante, a desvolatilização ocorre no interior do leito imediatamente durante o abastecimento da lama combustível. As altas temperaturas possibilitam total decomposição de alcatrão por craqueamento e coqueificação. Se leitos profundos com a posição de abastecimento distante do topo forem adotados, maior será o tempo de residência das partículas no interior do leito, portanto maior a possibilidade da completa destruição do alcatrão antes de alcançarem o *freeboard*.



Figura 34 - Concentrações de H2S, NH3 e alcatrão/óleo ao longo do gaseificador consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto



Figura 35 - Concentrações de H2S, NH3 e alcatrão/óleo ao longo do gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto

A altura do *freeboard* (de 4 a 10 m a partir da posição do distribuidor) para todos os gaseificadores otimizados garantiu uma efetiva separação das partículas sólidas arrastadas pelo gás como é mostrado na Figura 36. A maior altura de desprendimento de transporte computada entre os gaseificadores otimizados ocorreu a cerca de 4,2 metros acima da superfície do leito para o equipamento otimizado com o consumo de 7,0 kg/s de glicerol bruto.

A maior taxa de partículas elutriadas na saída do *freeboard* foi de 0,432 kg/s e computada para o gaseificador consumindo glicerol bruto a taxa de 7,0 kg/s. Para todos gaseificadores, cerca de 98% das partículas transportadas pela corrente de gás na saída do equipamento possuem o diâmetro médio abaixo de 1,5 μ m.



Figura 36 - Vazão mássica de partículas ao longo da posição do *freeboard* (sentido ascendente) G35 = gaseificador otimizado para a taxa de consumo de 3,5 kg/s de glicerol bruto; G70 = gaseificador consumindo a taxa de 7,0 kg/s de glicerol bruto

Finalmente, a Tabela 12 lista a composição do gás produzido para os diferentes casos. Embora apenas ar foi adotado como agente de gaseificação, a qualidade do gás resultante é boa o suficiente para injeção em turbinas, onde não são necessárias altas temperaturas de chama. Mais informações sobre as propriedades dos gases produzidos podem ser consultadas no Apêndice A.

Frações molares computadas do gás produzido (%) nos diferentes casos								
Espécie	Gaseificador otimizado para a respectiva vazão mássica de glicerol (kg/s)							g/s)
química	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
H_2	13,8409	13,6886	14,1276	13,8451	14,4581	14,9978	14,7695	14,7342
H ₂ O	16,5259	16,5316	16,3134	16,4062	16,0469	15,7210	16,0043	15,8977
H_2S	0,0102	0,0094	0,0090	0,0086	0,0082	0,0078	0,0080	0,0076
NH ₃	0,2935	0,2616	0,2432	0,2211	0,2041	0,1891	0,1835	0,1682
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N_2	37,7787	38,9625	39,1235	40,1428	40,1620	40,1838	40,3908	41,0809
N_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO_2	0,0076	0,0073	0,0070	0,0066	0,0065	0,0064	0,0057	0,0055
СО	10,4818	10,9695	11,4032	11,6792	12,0030	12,2742	12,7362	12,7960
CO ₂	13,5210	12,8689	12,5302	12,0631	11,8756	11,7242	11,2482	11,0739
HCN	0,0017	0,0019	0,0019	0,0020	0,0019	0,0018	0,0020	0,0019
CH4	7,3951	6,5664	6,1146	5,5075	5,1209	4,7859	4,5474	4,1358
C_2H_4	0,0650	0,0600	0,0572	0,0534	0,0511	0,0490	0,0472	0,0445
C_2H_6	0,0505	0,0466	0,0445	0,0415	0,0397	0,0381	0,0367	0,0346
C ₃ H ₆	0,0024	0,0022	0,0021	0,0020	0,0019	0,0018	0,0017	0,0016
C ₃ H ₈	0,0023	0,0021	0,0020	0,0019	0,0018	0,0017	0,0017	0,0016
C ₆ H ₆	0,0233	0,0215	0,0205	0,0192	0,0183	0,0176	0,0170	0,0160
Alcatrão	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela 14 - Composição do gás produzido para os diferentes casos

5.2 Otimização de todo processo de geração de potência

Ao final da otimização do gaseificador, as composições, temperaturas, pressões e vazões dos gases produzidos nos diferentes casos de injeção de glicerol foram colhidas.

A presente etapa de otimização, visando maximizar a eficiência de todo processo de geração de potência elétrica baseada na Configuração B (Figura 7), foi desmembrada nos passos descritos a seguir:

- Renuir os equipamentos 1 ao 3 com as correntes 1 a 5 para ajustar a temperatura da corrente 4 em 1700 K. Em cada caso de injeção de glicerol, as condições do gás proveniente do gaseificador são conhecidas e assim chegou-se aos valores de vazão de ar (corrente 1) listados na Tabela 15.

- Assumindo a temperatura máxima de 400 K para a exaustão dos gases de combustão (corrente 6) e a restrição da temperatura máxima de entrada nas turbinas a vapor a 900 K (correntes 10 e 15), os equipamentos 4 ao 8 puderam ser otimizados para obter descarga da turbina a vapor (corrente 10) em condições muito próximas ao ponto de saturação.

- Com os equipamentos 1 a 8 já otimizados (correntes 1 a 13), de forma análoga foram ajustados os equipamentos 9 a 13, que compõem o Ciclo Rankine responsável por recuperar energia a partir do resfriamento do gás durante a redução da concentração de espécies alcalinas.

- Por último, os equipamentos 14 e 15 foram adicionados e esses representam o compressor para injeção de ar no gaseificador e a bomba de lama combustível, respectivamente.

O mesmo método aqui apresentado foi aplicado para as oito diferentes correntes de gases produzidos a partir da faixa de concentração de glicerol bruto presente na lama combustível.

Vazão mássica de glicerol (kg/s)	Vazão mássica de ar injetado no combustor (correntes 1 e 2) (kg/s)	Vazão mássica de ar para a reação estequiométrica (kg/s)	Fator de ar ¹
3,5	110,80	47,394	2,338
4,0	112,34	48,456	2,318
4,5	116,13	49,805	2,332
5,0	117,02	50,748	2,306
5,5	121,50	52,278	2,324
6,0	125,97	53,832	2,340
6,5	128,57	54,893	2,342
7,0	130,50	56,168	2,323

 Tabela 15 - Razão teórica de ar para os diferentes casos otimizados

1 – Razão entre a vazão mássica de ar para combustão do gás na corrente 3 e a massa de ar mínima teórica para a oxidação completa

Os principais resultados referentes à análise do processo todo são apresentados na Tabela 16.

Parâmetros principais	Processo otimizado para gaseificador consumindo a respectiva vazão mássica de glicerol (kg/s)							
	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
Potência mecânica de entrada ¹ (MW)	87,28	89,72	93,00	95,00	98,74	102,47	104,95	107,65
Potência mecânica de saída ² (MW)	176,81	182,70	189,35	194,51	201,81	209,11	214,96	221,10
Potência líquida do ciclo (MW)	89,53	92,97	96,36	99,51	103,08	106,64	110,02	113,45
Taxa de energia trazida pela lama combustível ³ (MW)	182,82	190,51	198,19	205,87	213,55	221,24	228,92	236,60
Eficiência baseada na 1ª Lei ⁴ (%)	48,97	48,80	48,62	48,34	48,27	48,20	48,06	47,95
Taxa de exergia trazida pela lama combustível (MW)	237,50	242,80	248,20	253,70	259,10	264,60	270,10	275,60
Eficiência baseada na 2ª Lei ⁵ (%)	37,70	38,29	38,82	39,22	39,78	40,30	40,73	41,16

 Tabela 16 - Parâmetros principais referentes à otimização do ciclo todo de geração de potência elétrica

 (Configuração B)

1 - Devido a compressores e bombas

2 - Geradas pelas turbinas a gás e turbinas a vapor

3 - Baseado no poder calorífico inferior

4 - Definido como: (Potência líquida do ciclo)/(Taxa de energia trazida pela lama combustível)

5- Definido como: (Potência líquida do ciclo)/(Taxa de exergia trazida pela lama combustível)

As principais características das correntes do processo para cada situação são listadas no Apêndice B.

A Figura 37 mostra o comportamento da eficiência de Primeira Lei do processo de geração de potência para diferentes casos de concentração de glicerol bruto na lama combustível. Essa decresceu muito pouco ao longo da faixa de consumo de glicerol bruto abordada nesse estudo. Por outro lado, a Figura 38 mostra que a eficiência exergética do processo cresce consideravelmente com o aumento da concentração de glicerol bruto sobre a lama. Esse comportamento reflete a eficiência exergética de gaseificação contra aumentos na concentração de glicerol alimentados ao gaseificador (Figura 19). Isso parcialmente explica a aparente contradição de comportamento entre as eficiências calculadas utilizando a 1ª e a 2ª Lei. Outros aspectos que auxiliam no entendimento da aparente contradição são discutidos a seguir.



Figura 37 - Eficiência de Primeira Lei para o processo em diferentes concentrações de glicerol bruto junto ao RSU



Figura 38 - Eficiência de Segunda Lei para o processo em diferentes vazões de glicerol bruto junto ao RSU


A Figura 39 ilustra as taxas de energia e exergia que acompanham os combustíveis ingressantes no processo em cada situação de vazão de glicerol adicionada à lama com RSU.

Figura 39 - Taxas de energia e exergia entrantes no processo

Observa-se que a distância entre essas diminui na medida em que a concentração de glicerol na lama aumenta. Isto ocorre, pois normalmente, exergias de combustíveis sólidos são menores que de combustíveis líquidos, dado que a transformação de sólidos em gases envolve resistências por transferências de gases para dentro e fora de partículas sólidas. Essas transferências de massa implicam em irreversibilidades termodinâmicas. O mesmo não acontece no caso de ataque de gases a combustíveis líquidos. Por outro lado, deve-se lembrar que a duas eficiências globais são calculadas pela razão entre a potência líquida obtida no processo e as energias ou exergias dos combustíveis alimentados a esse processo (Tabela 16). Essas últimas ficam nos denominadores das razões das eficiências de 1ª Lei e de 2ª Lei, respectivamente. Nota-se na Figura 39 que as diferenças entre as taxas de energia e exergia se aproximam para altas concentrações de glicerol na lama. Entretanto, tal diferença é maior para baixas concentrações de glicerol. Logo, a eficiência de 1ª Lei tende a valores altos em baixas concentrações de glicerol, mas diminui para valores maiores dessas concentrações.

É interessante observar na Figura 40, que as derivadas da taxa de exergia entrante no processo advinda dos combustíveis e da potência líquida extraída do processo, em relação à concentração de glicerol na lama, são próximas. Porém essas são menores que a derivada da energia entrante, ou seja, embora a potência líquida extraída do processo aumente com a concentração de glicerol na lama, tais aumentos não são suficientes para compensar o aumento da energia entrante no processo advinda da alimentação de combustíveis. Isso mostra que a eficiência de 1ª Lei decresce contra aumentos na concentração de glicerol, enquanto a eficiência de 2ª Lei cresce sempre com essa concentração.



Figura 40 - Energia e exergia trazidas ao processo pelos combustíveis e potência líquida extraída do mesmo para vários casos de vazão de glicerol na lama

6 CONCLUSÕES

A adição de glicerol bruto junto ao RSU mostrou-se ser uma interessante alternativa para geração de potência a partir da tecnologia FSIG/GT. Além de contornar o problema de abastecimento de partículas sólidas em reatores pressurizados, possibilita aumentos significativos nas eficiências do processo.

Embora o glicerol possua baixa entalpia de combustão, quando comparado a carvões minerais, seu uso mesmo em baixas concentrações em lamas com RSU, foi suficiente para permitir a gaseificação desse resíduo ainda úmido, ou seja, sem a necessidade prévia de um secador ou até mesmo a necessidade de oxigênio puro.

Atualmente, o volume de glicerol bruto gerado devido à produção de biodiesel é crescente e de baixo custo, motivando assim o presente estudo. Estudos futuros poderão abordar também considerações econômicas.

Mesmo para a menor taxa de glicerol (3,5 kg/s) adicionada à lama, a eficiência exergética do processo de geração FGSIG/GT foi de 37,7%, valor consideravelmente maior que os 21,8% obtidos em um estudo anterior em que água foi empregada como meio líquido da lama (DE SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013).

Valores entre 48 e 49% foram encontrados para a eficiência de Primeira Lei. As eficiências reportadas para unidades operando em ciclos Rankine e consumindo RSU encontram-se entre 20 a 35% (JOHNKE, 1999) (WORLD ENERGY COUNCIL, 2016). Outros (DEFRA-UK, 2013) (CYRANKA; JURCZYK; PAJAK, 2016) reportam valores entre 14 e 27%. Dessa forma, a aplicação da tecnologia FSIG/GT e demais derivações mostra-se altamente promissora.

Conclui-se também que a concentração de glicerol influencia fortemente a eficiência de gaseificação de lama com RSU bem como a eficiência de Segunda Lei do processo FGSIG/GT.

6.1 Sugestões para trabalhos futuros

Trabalhos futuros poderão investigar diferentes condições para vários resíduos sólidos urbanos e composições de glicerol bruto derivados de usinas de produção de biodiesel. Mais especificamente, poder-se-á:

- a) Estudar a gaseificação do RSU com maior teor de umidade, pois esse fator varia significativamente entre regiões diferentes. A umidade também influencia fortemente as eficiências de gaseificação e, portanto, de todo processo de geração de potência.
- b) Adotar o uso do secador para evaporação quase total da umidade do RSU antes da mistura com o glicerol bruto. Nessa circunstância, a quantidade mínima de glicerol para formar a lama deve ser maior. A análise sobre as eficiências pode justificar um processo de geração de potência com uma etapa extra.
- c) Se as informações na literatura permitirem, realizar simulações com diferentes composições de glicerol bruto para levar o presente estudo a níveis mais realistas.
- d) Aplicar melhorias aos ciclos Rankine de recuperação de energia, como por exemplo extrações de vapor com títulos que podem chegar a valores de 90%. Além disso, alternativas como reaquecimentos e regeneração poderiam ser implementados bem como operações chamadas ORC (*Organic Rankine Cycles*), ou seja, com componentes orgânicos como fluídos de trabalho. Tais ciclos poderiam recuperar energia de correntes a temperaturas relativamente baixas.
- e) Estudar a influência da granulometria do RSU alimentado ao processo na eficiência desse.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA IBGE, 2017. Disponível em: https://agenciadenoticias.ibge.gov.br/agencia-sala-de-imprensa/2013-agencia-de-noticias/releases/16131-ibge-divulga-as-estimativas-populacionais-dos-municipios-para-2017.html. Acesso em: 30 out 2017.

ANEEL. Agência Nacional de Energia Elétrica, 2017. Disponível em: http://www2.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/OperacaoCapacidadeBrasil.cfm. Acesso em: 21 out 2017.

ANP. Superintendência de Refino, Processamento de Gás Natural e Produção de Biocombustíveis. **Boletim Mensal do Biodiesel**, fev 2017. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/wwwanp/images/publicacoes/boletinsanp/Boletim_Mensal_do_Biodiesel/2017/Boletim_Biodiesel_FEVEREIRO_2017.pdf>. Acesso em: 30 set 2017.

ANTHONY, E. J. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels; status, successes and problems of the technology. **Progress in Energy and Combustion Science**, v.21, n. 3, 1995. 239-268. Disponível em: https://doi.org/10.1016/0360-1285(95)00005-3. Acesso em: 05 mar 2017.

AQUARO, D.; PIEVE, M. High temperature heat exchangers for power plants: Performance. AppliedThermalEngineering,27,n.2-3,2007.389-400.Disponívelem:<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.07.030>.Acesso em: 02 out 2017.

ASTM INTERNATIONAL. **ASTM D5231 - 92(2003)**. Disponível em: <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/D5231-92R03.htm>. Acesso em: 29 set. 2017.

AYOUB, M.; ABDULLAH, A. Z. Critical review on the current scenario and significance of crude glycerol resulting. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, n. 5, jun 2012. p. 2671-2686. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.01.054>. Acesso em: 13 jul 2017.

BASU, P. Combustion and Gasification in Fluidized Beds. Boca Raton, Flórida: CRC Press, 2006. 496 p. ISBN 978-0849333965.

BOHON, M. D. et al. Glycerol combustion and emissions. **Proceedings of the Combustion Institute**, v. 33, n. 2, 2011. p. 2717-2724. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.proci.2010.06.154>. Acesso em: 22 ago 2017.

BOYCE, M. P. Axial Flow Compressors. Disponível em: http://www.netl.doe.gov/File%20Library/Research/Coal/energy%20systems/turbines/handbook/2-0.pdf>. Acesso em: 01 out 2017.

CHENG, H.; HU, Y. Municipal solid waste (MSW) as a renewable source of energy: Current. **Bioresource Technology**, Guangzhou, China, v. 101, n. 11, jun 2010. p. 3816-3824. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.01.040>. Acesso em: 5 ago 2017.

CONGRESSO NACIONAL DO BRASIL. Lei nº 13.263 de 23 de março de 2016, Brasília, 2016. Disponível em: http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2015-2018/2016/lei/L13263.htm. Acesso em: 30 set 2017.

CONSONNI, S.; LARSON, E. D. Biomass-Gasifier/Aeroderivative Gas Turbine Combined Cycles: Part A—Technologies and Performance Modeling. **J. Eng. Gas Turbines Power**, v. 118, n. 3, 1996. 507-515. Disponível em: <http://gasturbinespower.asmedigitalcollection.asme.org/article.aspx?articleid=1419932>. Acesso em: 10 out 2017.

CONSONNI, S.; LARSON, E. D. Biomass-Gasifier/Aeroderivative Gas Turbine Combined Cycles: Part B—Performance Calculations and Economic Assessment. **J. Eng. Gas Turbines Power**, v. 118, n. 3, 1996. 516-525. Disponível em: <http://gasturbinespower.asmedigitalcollection.asme.org/article.aspx?articleid=1419934>. Acesso em: 10 out 2017.

CSFMB©/CESFAMBTM. CSFMB©/CeSFaMBTM. Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed equipment. Disponível em: http://www.csfmb.com/. Acesso em: 30 set 2017.

CYRANKA, M.; JURCZYK, M.; PAJąK, T. Municipal Waste-to-Energy plants in Poland – current projects. **E3S Web of Conferences**, v. 10, n. 70, 2016. 1-8. Disponível em: https://www.e3s-conferences.org/articles/e3sconf/pdf/2016/05/e3sconf_seed2016_00070.pdf>. Acesso em: 01 jul 2017.

DAI, J.; CUI, H.; GRACE, J. R. Biomass feeding for thermochemical reactors. **Progress in Energy and Combustion** Science, v. 38, n. 5, out 2012. 716-736. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2012.04.002>. Acesso em: 07 out 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Comprehensive Modelling and Simulation of Fluidized-Bed Boilers and Gasifiers. **Fuel**, v.68, n. 12, 1507-1521, 1989. Disponível em: https://doi.org/10.1016/0016-2361(89)90288-3. Acesso em: 20 nov 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Application of Comprehensive Simulation of Fluidized-Bed Reactors to the Pressurized Gasification of Biomass. **Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences**, v. 16, n. 4, 376-383, 1994.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Application of Comprehensive Simulation to Pressurized Fluidized Bed Hydroretorting of Shale. **Fuel**, v. 73, n. 9, 1994. https://doi.org/10.1016/0016-2361(94)90063-9. Acesso em: 20 nov 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. A New Version of CSFB, Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Equipment. **Fuel**, v.86, n. 12-13, 1684-1709, 2007. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.12.001>. Acesso em: 20 nov 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Comprehensive Simulator (CSFMB) Applied to Circulating Fluidized Bed Boilers and Gasifiers. **The Open Chemical Engineering Journal**, v. 2, 106-118, 2008. Disponível em:

https://www.researchgate.net/publication/240976384_Comprehensive_Simulator_CSFMB_Applied_t o_Circulating_Fluidized_Bed_Boilers_and_Gasifiers>. Acesso em: 20 nov 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. CSFB Applied to Fluidized-bed Gasification of Special Fuels. **Fuel**, v. 88, n. 5, 826-833, 2009. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.10.035. Acesso em: 20 nov 2017.

DE SOUZA-SANTOS, M. L.; BERNAL, A. F. B.; RODRIGUEZ-TORRES, A. F. New Developments on Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Biomass; Configuration Requiring No Steam for Gasification. **Energy & Fuels**, 2015. Disponível em: http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/acs.energyfuels.5b00775>. Acesso em: 20 mar 2016.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. **Modeling and Simulation of Fluidized-Bed Boilers and Gasifiers for Carnonaceous Solids**. University of Sheffield - Department of Chemical Engineering and Fuel Technology. Sheffield - UK, p. 328. 1987.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Manual for IPES - Industrial Process and Equipment Simulator. [S.l.]: [s.n.], v. 93, 2015.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Very High-Pressure Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Power Generation Applied to Biomass. **Energy&Fuels**, v. 29, n. 12, 2015. 8066–8073. Disponível em: http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/acs.energyfuels.5b02093>. Acesso em: 20 mar 2016.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Proposals for power generation on process consuming biomass-glycerol slurries. **Energy**, 2 dez 2016. 1-16. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.12.005>. Acesso em: 10 dez 2016.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. CeSFaMB®/CSFMB©: Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed Equipment, 4th Generation v. 140, set 2017. 451. The author retains all rights regarding this publication.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Solid Fuels Combustion and Gasification: modeling, simulation, and equipment operations. 2. ed. Boca Raton: CRC Press, 2010. 486 p. ISBN 978-1-4200-4749-3.

DE SOUZA-SANTOS, M. L.; CERIBELI, K. B. Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Municipal Solid Waste (MSW). **Energy & Fuels**, v. 27, n. 12, 2013. 7696-7713. Disponível em: http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef401878v>. Acesso em: 20 mar 2016.

DE SOUZA-SANTOS, M. L.; DE LIMA, E. H. S. Introductory study on Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) alternative for power generation applied to high-ash or low-grade coal. **Fuel**, v. 143, mar 2015. 275-284. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.11.060>. Acesso em: 20 mar 2017.

DEFRA-UK. Incineration of Municipal Solid Waste. **Department for Environment Food & Affairs**, fev 2013. 1-56. Disponível em: <https://www.gov.uk/government/uploads/system/uploads/attachment_data/file/221036/pb13889incineration-municipal-waste.pdf>. Acesso em: 01 jul 2017.

ENGELBRECHT, A. D. et al. Fluidised bed gasification of high-ash South African coals: An experimental and modeling study. **IFSA - Conference on Industrial Fluidization**, Johannesburg, South Africa, nov 2011. 16-17. Disponível em: http://www.saimm.co.za/Conferences/IFSA2011/145-Engelbrecht.pdf>. Acesso em: 04 nov 2017.

GABBAR, H. A.; ABOUGHALY, M.; AYOUB, N. Comparative study of MSW heat treatment processes and electricity generation. **Journal of the Energy Institute**, 2017. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.joei.2017.04.009>. Acesso em: 20 set 2017.

GIDARAKOS, E.; HAVAS, G.; NTZAMILIS, P. Municipal solid waste composition determination supporting the integrated solid waste management system in the island of Crete. **Waste Management**, v. 26, 2006. p. 668-669. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2005.07.018>. Acesso em: 07 ago 2017.

GRESH, M. T.; SASSOS, M. J.; WATSON, A. Axial Air Compressors – Maintaining Peak Efficiency. **Proceedings of the Twenty-First Turbomachinery Symposium**, Dallas, 1 out 1992. Acesso em: 02 out 2017.

HE, W.; PARK, C. S.; JOSEPH, N. M. A Rheological Study on the Pumpability of Co-Mingled Biomass and Coal Slurries. **25th Annual International Pittsburgh Coal Conference**, jan 2008. Disponível em: ">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheological_Study_on_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_and_Coal_Slurries>">https://www.researchgate.net/publication/267368441_A_Rheologicat_Study_on_the_Study_Study_On_the_Pumpability_of_Co-Mingled_Biomass_Study_

HE, W.; PARK, C. S.; JOSEPH, N. M. Rheological Study of Comingled Biomass and Coal Slurries with Hydrothermal Pretreatment. **Energy Fuels**, v. 23, n. 10, 26 maio 2009. 4763-4767. Disponível em: http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef9000852>. Acesso em: 1 out 2017.

HUATAI. **Municipal Solid Waste Pyrolysis Gasification**. Disponível em: <http://www.cnhtee.com/Project/Waste-Pyrolysis/128.html?gclid=EAIaIQobChMIr5mI_tPF1gIVFoGRCh24ggVcEAAYBSAAEgK4fD_BwE>. Acesso em: 27 set 2017. IEA. International Energy Agency. Key world energy statistics, 2016. Disponível em: https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/KeyWorld2016.pdf>. Acesso em: 05 set 2017.

JACOBI, P. R.; BESEN, G. R. Gestão de resíduos sólidos em São Paulo: desafios da sustentabilidade. **Estud. av.**, São Paulo, v. 25, n. 71, jan-abr 2011. p. 135-158. Disponível em: http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0103-40142011000100010&lng=en&nrm=iso>. Acesso em: 05 ago 2017.

JOHNKE, B. Emissions from waste incineration. **IPCC/OECD/IEA National Greenhouse Gas Inventories Programme**, Tsu, Japan, 1999. p. 455-468. Disponível em: http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/gp/bgp/5_3_Waste_Incineration.pdf>. Acesso em: 20 jun 2017.

KRZYWANSKI, J. et al. A 1.5D model of a complex geometry laboratory scale fuidized bed clc equipment. **Powder Technology**, v. 316, 2016. 592-598. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.09.041. Acesso em: 04 nov 2017.

KUMAR, A.; SAMANDDER, S. A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste. **Waste Management**, 69, nov 2017. 407-422. Disponível em: https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/28886975>. Acesso em: 04 nov 2017.

LARSON, E. D.; WILLIAMS, R. H.; LEAL, M. R. L. V. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. **Energy for Sustainable Development**, v. 5, n. 1, mar 2001. 54-76. Disponível em: https://doi.org/10.1016/S0973-0826(09)60021-1>. Acesso em: 20 mar 2017.

LEONETI, A. B.; ARAGÃO-LEONETI, ; DE OLIVEIRA, S. V. W. B. Glycerol as a by-product of biodiesel production in Brazil: Alternatives for the use of unrefined glycerol. **Renewable Energy**, v. 45, mar 2012. p. 138-145. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.02.032>. Acesso em: 13 jul 2017.

MATWEB - ASTM A515-70 Steel. **MatWeb - Material Property Data**. Disponível em: < http://www.matweb.com/search/datasheet.aspx?MatGUID=2c8b953ac606481babccd7d3451c8e34&c kck=1. Acesso em: 05 jan 2018. Copyright 1996-2018.

MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES. Gas Turbines, 2011. Disponível em: https://www.mhi.com/products/category/gas_turbin.html. Acesso em: 12 jan 2018.

MOON, J. et al. Gas cleaning with molten tin for hydrogen sulfide and tar in producer gas generated from biomass gasification. **Energy**, v. 130, 22 abr 2017. Disponível em: <<u>https://www.researchgate.net/publication/316450539_Gas_cleaning_with_molten_tin_for_hydrogen_sulfide_and_tar_in_producer_gas_generated_from_biomass_gasification></u>. Acesso em: 15 set 2017.

MORAN, M. J. et al. **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. 7. ed. Danvers: John Wiley & Sons, Inc., 2011. 1008 p. ISBN 13 978-0470-91768-8.

MOUTSOGLOU, A. A comparison of prairie cordgrass and switchgrass as a biomass for syngas production. **Fuel**, v. 95, maio 2012. p. 573-577. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.12.016>. Acesso em: 04 nov 2017.

MURPHY, J. D.; MCKEOGH, E. Technical, economic and environmental analysis of energy production from municipal solid waste. **Renewable Energy**, 29, n. 7, jun 2017. 1043-1057. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.renene.2003.12.002>. Acesso em: 2017 nov 2017.

OAKEY, J.; SIMMS, N.; KILGALLON, P. Gas turbines: gas cleaning requirements for biomass-fired systems. **Materials Research**, v. 7, n. 1, 2004. 17-25. Disponível em: http://dx.doi.org/10.1590/S1516-14392004000100004 Acesso em: 1 out 2017.

ORTIZ, P. A. S.; VENTURINI, O. J.; LORA, E. E. S. Technical and Economic Evaluation of IGCC Systems Using Coal and Petroleum Coke Considering the Brazilian Scenario. **ASME 2011 Turbo Expo: Turbine Technical Conference and Exposition**, v. 1, 6-10 jun 2011. p. 711-719. Disponível em: http://dx.doi.org/10.1115/GT2011-46836>. Acesso em: 04 nov 2017.

PGIRS. Plano de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos da cidade de São Paulo, 2014. Disponível em: http://polis.org.br/wp-content/uploads/PGIRS-2014.pdf>. Acesso em: 30 out 2017.

QUISPE, C. A. G.; CORONADO, C. J. R.; CARVALHO JR, J. A. Glycerol: Production, consumption, prices, characterization and new trends in combustion. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 27, nov 2013. p. 475-493. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.06.017>. Acesso em: 24 jun 2017.

RABI, J. A.; DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part I: Preliminary theoretical investigations. **Thermal Engineering**, v. 2, n. 1, 64-70, 2003. Disponível em: http://revistas.ufpr.br/reterm/article/view/3516>. Acesso em: 20 nov 2017.

RABI, J. A.; DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part II: Numerical results and assessment. **Thermal Engineering**, v. 4, n. 2, 49-54, 2004. Disponível em: http://revistas.ufpr.br/reterm/article/view/3476 Acesso em: 20 nov 2017.

RABI, J. A., DE SOUZA-SANTOS, M. L. Comparison of Two Model Approaches Implemented in a Comprehensive Fluidized-Bed Simulator to Predict Radiative Heat Transfer: Results for a Coal-Fed Boiler. **Computer and Experimental Simulations in Engineering and Science**, v. 3, 87-105, 2008. Disponível em: http://revistas.ufpr.br/reterm/article/download/3516/2777>. Acesso em: 20 nov 2017.

ROTH, I. F.; AMBS, L. L. Incorporating externalities into a full cost approach to electric power generation life-cycle costing. **Energy**, Boston, USA, v. 29, n. 12-15, out-dez 2004. p. 2125-2144. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.energy.2004.03.016>. Acesso em: 01 mar 2017.

RYU, C. Potential of Municipal Solid Waste for Renewable Energy Production and Reduction of Greenhouse Gas Emissions in South Korea. Journal of the Air & Waste Management Association, v. 60, n. 2, 2010. 176-183. Acesso em: 02 out 2017.

SCA Caldeiraria. Disponível em: <http://www.scacaldeiraria.com.br/pdf/lamina_avulsa_calandragem_4x4.pdf>. Acesso em: 27 jan 2017.

SCHULTE-FISCHEDICK, J.; DREISIGACKER, V.; TAMME, R. An innovative ceramic high temperature plate-fin heat exchanger for EFCC process. **Applied Thermal Engineering**, v. 27, n. 8-9, p. 1285-1294, 2007. Disponível em: < https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.11.007>. Acesso em: 03 nov 2017.

SCHWING BIOSET INC. Disponível em: http://www.schwingbioset.com/. Acesso em: 15 out 2017.

SHAROBEM, T. T. Mitigation of High Temperature Corrosion in Waste-to-Energy Power Plants. Submitted in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy in the Graduate School of Arts and Sciences. Columbia University, 2016. Disponível em: http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/Sharobem_PhD_Thesis.compressed.pdf>. Acesso em: 16 out 2017.

SIEMENS.SiemensSteamTurbineSST-400.Disponívelem:<https://www.energy.siemens.com/hq/en/fossil-power-generation/steam-turbines/sst-</td>400.htm#content=Technical%20Data>.Acesso em: 21 jun 2017.

SIEMENS. Siemens Steam Turbine SST-700/900. Disponível em: https://www.energy.siemens.com/hq/en/fossil-power-generation/steam-turbines/sst-700-900.htm. Acesso em: 21 jun 2017.

SIEMENS.SiemensSteamTurbineSST-6000.Disponívelem:<https://www.energy.siemens.com/hq/en/fossil-power-generation/steam-turbines/sst-</td>6000.htm#content=Technical%20Data>.Acesso em: 21 jun 2017.

SPACIL, H. S.; LUTHRA, K. L. Volatilization/Condensation of Alkali Salts in a Pressurized Fluidized Bed Coal Combustor/Gas Turbine Combined Cycle. **Journal of The Eletrochemical Society**, 1982. 2119-2126. Disponível em: http://jes.ecsdl.org/content/129/9/2119.abstract>. Acesso em: 01 out 2017.

VAN DEN ENDEN, P. J.; LORA, E. S. Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB. **Biomass and Bioenergy**, v.26, n. 3, mar 2004. p. 281-287. Disponível em: https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00106-5>. Acesso em: 04 nov 2017.

VERES, J. P. Centrifugal and Axial Pump Design and Off-Design Performance Prediction.NASATechnicalMemorandum106745.Disponívelem:<www.grc.nasa.gov/WWW/RTT/docs/Veres_1994.pdf>. Acesso em: 24 nov 2017.em:

VIMALCHAND, P.; PENG, W.; LIU, G. **High Pressure Feeder and Method of Operating to Feed Granular or Fine Materials**. US20110146153 A1, 23 jun 2011. Disponível em: https://www.google.com/patents/US20110146153. Acesso em: 27 ago 2017.

WEI, L. et al. Co-gasification of hardwood chips and crude glycerol in a pilot scale downdraft gasifier. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 10, maio 2011. p. 6266-6272. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.02.109>. Acesso em: 28 set 2017.

WOOLCOCK, P. J.; BROWN, R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. Biomass and Bioenergy, v. 52, maio 2013. 54-84. Disponível em: <hr/><hr/><hr/><hr/>//doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.02.036>. Acesso em: 06 out 2017.</hr>

WORLD ENERGY COUNCIL. World Energy: Resources Waste to Energy, 2016. Disponível em: https://www.worldenergy.org/wp-content/uploads/2017/03/WEResources_Waste_to_Energy_2016.pdf>. Acesso em: 15 out 2017.

APÊNDICE A – CARACTERÍSTICAS DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO

Principais condições	Gaseificador otimizado de acordo com a vazão mássica de glicerol (kg/s)							
entrada	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
Diâmetro interno do leito e <i>freeboard</i> (m)	11	11	11	11	12	13	11	12
Altura do leito (m)	4	4	4	4	4	4	4	4
Altura do <i>freeboard</i> (m)	6	6	6	6	6	6	6	6
Espessura do isolamento ao redor do leito e <i>freeboard</i> (mm)	200	200	200	200	200	200	200	200
Número de flautas no distribuidor	1E+5	1E+5	1E+5	1E+5	1E+5	1E+5	1E+5	1E+5
Número de orifícios por flauta	10	10	10	10	10	10	10	10
Posição de abastecimento do combustível (acima do distribuidor) (m)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Vazão mássica de abastecimento do combustível (úmido) (kg/s)	13,5	14	14,5	15	15,5	16	16,5	17
Vazão mássica de abastecimento do combustível (seco) (kg/s)	9,828	10,328	10,828	11,328	11,828	12,328	12,828	13,328
Vazão mássica de glicerol bruto injetado (na lama) (kg/s)	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
Vazão mássica de ar injetado (kg/s)	17	19	20	22	23	24	25	27
Temperatura do ar injetado (K)	938,9	938,9	938,9	938,9	938,9	938,9	938,9	938,9
Temperatura da lama de RSU-glicerol (K)	298	298	298	298	298	298	298	298
Pressão média no interior do equipamento (MPa)	4,090	4,090	4,090	4,090	4,090	4,090	4,090	4,090

Tabela A.1 – Principais condições e parâmetros de entrada para os diferentes gaseificadores.

Principais condições ou	Gaseificador otimizado de acordo com a vazão mássica de glicerol (kg/s)							
parâmetros de saída	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
Vazão mássica de gás deixando o equipamento (kg/s)	29,70	32,23	33,66	36,18	37,64	39,10	40,49	43,07
Vazão mássica de sólidos descartados do leito (kg/s)	0,4619	0,4337	0,5013	0,5028	0,4397	0,5014	0,5878	0,5056
Vazão mássica de sólidos transportados com o gás (kg/s)	0,3466	0,3385	0,3425	0,3252	0,4280	0,4014	0,4273	0,4320
<i>fluidization voidage</i> (meio do leito)	0,8155	0,8382	0,8302	0,8445	0,8223	0,8003	0,8274	0,8272
Velocidade mínima de fluidização (meio do leito) (m/s)	1,756E-3	1,766E-3	1,991E-3	2,036E-3	2,132E-3	2,258E-3	2,769E-3	2,561E-3
Velocidade superficial (meio do leito) (m/s)	22,35E-3	25,06E-3	26,25E-3	28,83E-3	24,95E-3	21,86E-3	32,59E-3	29,24E-3
Conversão de carbono (%)	96,38	96,87	96,33	96,65	96,44	96,31	95,56	96,32
Temperatura média no meio do leito (K)	1056,3	1090,3	1096,1	1122,5	1113,6	1105,6	1142,0	1149,6
Temperatura média do gás produzido (K)	1058,6	1089,4	1095,5	1123,0	1115,8	1108,9	1145,9	1150,6
Perda de pressão no distribuidor (kPa)	0,096	0,121	0,134	0,163	0,180	0,195	0,210	0,250
Perda de pressão ao longo do leito (kPa)	21,08	20,89	20,37	20,24	18,59	19,74	18,06	18,13
Altura de desprendimento de transporte (m)	4,037	4,073	4,100	4,138	4,137	4,135	4,192	4,206
Relação O2 injetado/O2 estequiométrico	0,256	0,275	0,278	0,294	0,297	0,299	0,301	0,315
Taxa de energia trazida pelo combustível [(PCI + entalpia sensível) x vazão mássica] (MW)	182,82	190,51	198,19	205,87	213,55	221,24	228,92	236,60
Taxa total de energia entrando no sistema (MW)	194,49	203,55	211,92	220,97	229,34	237,71	246,08	255,13

•

Tabela A.2 – Principais condições e parâmetros de saída para os diferentes gaseificadores.

Principais condições ou	Gaseificador otimizado de acordo com a vazão mássica de glicerol (kg/s)							
parâmetros de saída (continuação)	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0
Entalpia de combustão do gás a quente ^a (MJ/kg)	6,38	6,16	6,13	5,94	5,92	5,89	5,90	5,75
Entalpia de combustão do gás a frio ^b (MJ/kg)	5,97	5,68	5,63	5,38	5,35	5,32	5,28	5,10
Taxa de energia transportada pelo gás quente (MW)	189,40	198,64	206,26	214,98	222,66	230,37	238,90	247,69
Taxa de energia transportada pelo gás a frio (MW)	155,38	160,46	166,12	170,59	176,96	183,35	187,89	193,43
Eficiência a quente (%)	97,38	97,59	97,33	97,29	97,09	96,91	97,08	97,08
Eficiência a frio (%)	79,89	78,83	78,39	77,2	77,16	77,13	76,35	75,82
Fluxo de exergia trazido pelo combustível (MW)	237,50	242,80	248,20	253,70	259,10	264,60	270,10	275,60
Fluxo de exergia trazido pelo ar injetado (MW)	11,43	12,78	13,45	14,79	15,46	16,14	16,81	18,15
Taxa total de entrada de exergia ^c (MW)	248,90	255,60	261,70	268,50	274,60	280,70	286,90	293,70
Taxa de exergia transportada pelo gás produzido (MW)	190,78	199,23	206,45	214,41	221,86	229,35	236,99	245,32
Taxa total de saída de exergia ^d (MW)	191,90	200,20	207,70	215,70	223,20	230,90	239,00	247,00
Razão entre a taxa total de exergia saindo e entrando (%)	77,10	78,33	79,38	80,34	81,31	82,24	83,32	84,11
Razão entre a taxa de exergia saindo com o gás produzido e a taxa total de exergia entrando no equipamento (%)	76,64	77,94	78,89	79,87	80,80	81,71	82,61	83,52

Tabela A.3 – Principais condições e parâmetros de saída para os diferentes gaseificadores - continuação.

a – "gás a quente" refere-se a temperatura, pressão e composição logo na saída do gaseificador.
b – "gás a frio" refere-se às propriedades do gás a 298 K e 101,325 kPa, seco e livre de alcatrão
c – Soma das exergias trazida pelos gases, líquidos e sólidos injetados ou abastecidos no gaseificador.

d – Soma das exergias transportadas por todas saídas do gaseificador.

.

APÊNDICE B – CARACTERÍSTICAS DAS CORRENTES

Gaseificado	or otimo - va	azao massica de j	glicerol brute	0 = 3,5 kg/s
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)
1	Ar	298,0	1,013E+2	110,80
2	Ar	932,4	4,000E+3	110,80
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	29,70
4	Gás	1700,0	3,997E+3	140,50
5	Gás	917,5	1,050E+2	140,50
6	Gás	400,0	1,020E+2	140,50
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	897,00
8	Água	298,0	1,200E+2	897,00
9	Água	313,0	1,170E+2	897,00
10	Vapor	899,9	1,000E+4	25,28
11	Vapor	383,0	1,420E+2	25,28
12	Água	382,0	1,390E+2	25,28
13	Água	382,1	1,000E+4	25,28
14	Gás ^c	1058,6	4,000E+3	29,70
15	Vapor	899,9	1,000E+4	3,79
16	Vapor	383,0	1,420E+2	3,79
17	Água	382,2	1,390E+2	3,79
18	Água	382,3	1,000E+4	3,79
19	Água	298,0	1,013E+2	134,50
20	Água	298,0	1,200E+2	134,50
21	Água	313,0	1,170E+2	134,50
22	Ar	298,0	1,013E+2	17,00
23	Ar	938,9	4,100E+3	17,00
24	Lama	298,0	1,013E+2	13,50
25	Lama	298,0	4,100E+3	13,50

Tabela B.1 – Processo para o gaseificador consumindo 3,5 kg/s de glicerol bruto. Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 3,5 kg/s

a - Após a redução da concentração de espécies alcalinas a níveis aceitáveis.

b - Agua = fase líquida.

c - Após a redução da concentração e tamanho máximo de partículas sólidas arrastadas pelo gás.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 4,0 kg/s						
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)		
1	Ar	298,0	1,013E+2	112,34		
2	Ar	932,4	4,000E+3	112,34		
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	32,23		
4	Gás	1700,0	3,997E+3	144,57		
5	Gás	919,5	1,050E+2	144,57		
6	Gás	400,0	1,020E+2	144,57		
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	927,00		
8	Água	298,0	1,200E+2	927,00		
9	Água	313,0	1,170E+2	927,00		
10	Vapor	899,8	1,000E+4	26,15		
11	Vapor	383,0	1,420E+2	26,15		
12	Água	382,2	1,390E+2	26,15		
13	Água	382,3	1,000E+4	26,15		
14	Gás ^c	1089,4	4,000E+3	32,23		
15	Vapor	899,9	1,000E+4	4,56		
16	Vapor	383,0	1,420E+2	4,56		
17	Água	382,2	1,390E+2	4,56		
18	Água	382,3	1,000E+4	4,56		
19	Água	298,0	1,013E+2	162,00		
20	Água	298,0	1,200E+2	162,00		
21	Água	313,0	1,170E+2	162,00		
22	Ar	298,0	1,013E+2	19,00		
23	Ar	938,9	4,100E+3	19,00		
24	Lama	298,0	1,013E+2	14,00		
25	Lama	298,0	4,100E+3	14,00		

Tabela B.2 – Processo para o gaseificador consumindo 4,0 kg/s de glicerol bruto.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 4,5 kg/s						
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)		
1	Ar	298,0	1,013E+2	116,13		
2	Ar	932,4	4,000E+3	116,13		
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	33,66		
4	Gás	1700,0	3,997E+3	149,79		
5	Gás	919,2	1,050E+2	149,79		
6	Gás	400,0	1,020E+2	149,79		
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	960,00		
8	Água	298,0	1,200E+2	960,00		
9	Água	313,0	1,170E+2	960,00		
10	Vapor	899,7	1,000E+4	27,07		
11	Vapor	382,9	1,420E+2	27,07		
12	Água	382,2	1,390E+2	27,07		
13	Água	382,3	1,000E+4	27,07		
14	Gás ^c	1095,5	4,000E+3	33,66		
15	Vapor	899,9	1,000E+4	4,85		
16	Vapor	383,0	1,420E+2	4,85		
17	Água	382,2	1,390E+2	4,85		
18	Água	382,3	1,000E+4	4,85		
19	Água	298,0	1,013E+2	172,00		
20	Água	298,0	1,200E+2	172,00		
21	Água	313,0	1,170E+2	172,00		
22	Ar	298,0	1,013E+2	20,00		
23	Ar	938,9	4,100E+3	20,00		
24	Lama	298,0	1,013E+2	14,50		
25	Lama	298,0	4,100E+3	14,50		

Tabela B.3 – Processo para o gaseificador consumindo 4,5 kg/s de glicerol bruto.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 5,0 kg/s					
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)	
1	Ar	298,0	1,013E+2	117,02	
2	Ar	932,4	4,000E+3	117,02	
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	36,18	
4	Gás	1700,0	3,997E+3	153,20	
5	Gás	921,5	1,050E+2	153,20	
6	Gás	400,0	1,020E+2	153,20	
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	987,00	
8	Água	298,0	1,200E+2	987,00	
9	Água	313,0	1,170E+2	987,00	
10	Vapor	900,0	1,000E+4	27,84	
11	Vapor	383,0	1,420E+2	27,84	
12	Água	382,2	1,390E+2	27,84	
13	Água	382,3	1,000E+4	27,84	
14	Gás ^c	1123,0	4,000E+3	36,18	
15	Vapor	900,0	1,000E+4	5,65	
16	Vapor	383,1	1,420E+2	5,65	
17	Água	382,1	1,390E+2	5,65	
18	Água	382,2	1,000E+4	5,65	
19	Água	298,0	1,013E+2	200,40	
20	Água	298,0	1,200E+2	200,40	
21	Água	313,0	1,170E+2	200,40	
22	Ar	298,0	1,013E+2	22,00	
23	Ar	938,9	4,100E+3	22,00	
24	Lama	298,0	1,013E+2	15,00	
25	Lama	298,0	4,100E+3	15,00	

Tabela B.4 – Processo para o gaseificador consumindo 5,0 kg/s de glicerol bruto.

.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 5,5 kg/s					
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)	
1	Ar	298,0	1,013E+2	121,50	
2	Ar	932,4	4,000E+3	121,50	
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	37,64	
4	Gás	1700,0	3,997E+3	159,14	
5	Gás	920,9	1,050E+2	159,14	
6	Gás	400,0	1,020E+2	159,14	
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	1024,00	
8	Água	298,0	1,200E+2	1024,00	
9	Água	313,0	1,170E+2	1024,00	
10	Vapor	900,0	1,000E+4	28,86	
11	Vapor	383,1	1,420E+2	28,86	
12	Água	382,1	1,390E+2	28,86	
13	Água	382,1	1,000E+4	28,86	
14	Gás ^c	1115,8	4,000E+3	37,64	
15	Vapor	900,0	1,000E+4	5,73	
16	Vapor	383,1	1,420E+2	5,73	
17	Água	382,2	1,390E+2	5,73	
18	Água	382,2	1,000E+4	5,73	
19	Água	298,0	1,013E+2	203,40	
20	Água	298,0	1,200E+2	203,40	
21	Água	313,0	1,170E+2	203,40	
22	Ar	298,0	1,013E+2	23,00	
23	Ar	938,9	4,100E+3	23,00	
24	Lama	298,0	1,013E+2	15,50	
25	Lama	298,0	4,100E+3	15,50	

Tabela B.5 – Processo para o gaseificador consumindo 5,5 kg/s de glicerol bruto.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 6,0 kg/s						
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)		
1	Ar	298,0	1,013E+2	125,97		
2	Ar	932,4	4,000E+3	125,97		
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	39,10		
4	Gás	1700,0	3,997E+3	165,07		
5	Gás	920,3	1,050E+2	165,07		
6	Gás	400,0	1,020E+2	165,07		
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	1060,00		
8	Água	298,0	1,200E+2	1060,00		
9	Água	313,0	1,170E+2	1060,00		
10	Vapor	899,9	1,000E+4	29,89		
11	Vapor	383,0	1,420E+2	29,89		
12	Água	382,1	1,390E+2	29,89		
13	Água	382,2	1,000E+4	29,89		
14	Gás ^c	1108,9	4,000E+3	39,10		
15	Vapor	899,9	1,000E+4	5,81		
16	Vapor	383,0	1,420E+2	5,81		
17	Água	382,2	1,390E+2	5,81		
18	Água	382,3	1,000E+4	5,81		
19	Água	298,0	1,013E+2	206,00		
20	Água	298,0	1,200E+2	206,00		
21	Água	313,0	1,170E+2	206,00		
22	Ar	298,0	1,013E+2	24,00		
23	Ar	938,9	4,100E+3	24,00		
24	Lama	298,0	1,013E+2	16,00		
25	Lama	298,0	4,100E+3	16,00		

 Tabela B.6 – Processo para o gaseificador consumindo 6,0 kg/s de glicerol bruto.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = $6,5 \text{ kg/s}$						
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)		
1	Ar	298,00	1,013E+2	128,57		
2	Ar	932,39	4,000E+3	128,57		
3	Gás ^a	800,00	3,997E+3	40,49		
4	Gás	1700,00	3,997E+3	169,06		
5	Gás	920,56	1,050E+2	169,06		
6	Gás	400,00	1,020E+2	169,06		
7	Água ^b	298,00	1,013E+2	1090,00		
8	Água	298,00	1,200E+2	1090,00		
9	Água	312,95	1,170E+2	1090,00		
10	Vapor	899,92	1,000E+4	30,63		
11	Vapor	383,01	1,420E+2	30,63		
12	Água	382,05	1,390E+2	30,63		
13	Água	382,10	1,000E+4	30,63		
14	Gás ^c	1145,89	4,000E+3	40,49		
15	Vapor	899,95	1,000E+4	6,74		
16	Vapor	383,03	1,420E+2	6,74		
17	Água	382,20	1,390E+2	6,74		
18	Água	382,25	1,000E+4	6,74		
19	Água	298,00	1,013E+2	239,00		
20	Água	298,00	1,200E+2	239,00		
21	Água	313,00	1,170E+2	239,00		
22	Ar	298,00	1,013E+2	25,00		
23	Ar	938,92	4,100E+3	25,00		
24	Lama	298,00	1,013E+2	16,50		
25	Lama	298,02	4,100E+3	16,50		

Tabela B.7 – Processo para o gaseificador consumindo 6,5 kg/s de glicerol bruto.

Gaseificador ótimo - vazão mássica de glicerol bruto = 7,0 kg/s						
Corrente	Tipo do fluido	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão mássica (kg/s)		
1	Ar	298,0	1,013E+2	130,50		
2	Ar	932,4	4,000E+3	130,50		
3	Gás ^a	800,0	3,997E+3	43,07		
4	Gás	1700,0	3,997E+3	173,57		
5	Gás	922,2	1,050E+2	173,57		
6	Gás	400,0	1,020E+2	173,57		
7	Água ^b	298,0	1,013E+2	1120,00		
8	Água	298,0	1,200E+2	1120,00		
9	Água	313,0	1,170E+2	1120,00		
10	Vapor	899,9	1,000E+4	31,58		
11	Vapor	383,0	1,420E+2	31,58		
12	Água	382,2	1,390E+2	31,58		
13	Água	382,3	1,000E+4	31,58		
14	Gás ^c	1150,6	4,000E+3	43,07		
15	Vapor	899,7	1,000E+4	7,22		
16	Vapor	382,9	1,420E+2	7,22		
17	Água	382,2	1,390E+2	7,22		
18	Água	382,3	1,000E+4	7,22		
19	Água	298,0	1,013E+2	256,00		
20	Água	298,0	1,200E+2	256,00		
21	Água	313,0	1,170E+2	256,00		
22	Ar	298,0	1,013E+2	27,00		
23	Ar	938,9	4,100E+3	27,00		
24	Lama	298,0	1,013E+2	17,00		
25	Lama	298,0	4,100E+3	17,00		

Tabela B.8 – Processo para o gaseificador consumindo 7,0 kg/s de glicerol bruto.

APÊNDICE C – CÁLCULO DA EXERGIA DO COMBUSTÍVEL SÓLIDO

A exergia (b) do combustível sólido é calculada de acordo com a relação abaixo:

$$b=\sum_j w_j b_j$$

Onde:

$$b_{j} = h_{j} - h_{j,0} - T_{0}(s_{j} - s_{j,0}) + h_{c} + d_{j}$$
$$h_{j} = h_{form,j} + \int_{T_{0}}^{T} c_{p,j} dT$$

e

$$s_j = s_{form,0} + \int_{T_0}^T \frac{c_{p,j}}{T} dT$$

Notação:

b = exergia (kJ/kg)

 $c = calor específico (kJ kg^{-1} K^{-1})$

d = disponibilidade química (Ref. 1) (kJ/kg) dos componentes gasosos produzidos após ou pela completa oxidação dos componentes (j) no combustível sólido. Por exemplo, para j = C, o gás correspondente é CO_2 e para j = H, o correspondente é H_2O .

h = entalpia total (sensível + formação) na temperatura (T) do combustível (kJ/kg)

h_c = entalpia de combustão computada nas condições de estado morto (kJ/kg)

M = massa molecular do componente j (kg/kmol)

$$s = entropia (kJ kg^{-1} K^{-1})$$

 \overline{R} = constante universal dos gases (kJ/kg K)

w = fração mássica

Subscritos:

0 = nas condições de estado morto (298,15 K e 101,325 kPa)

form = formação

j = espécie química ou elemento na matriz do combustível

Referência

SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWART, F. R. Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes. 1 ed. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

APÊNDICE D – REAÇÕES INCLUÍDAS NO MODELO MATEMÁTICO DO CESFAMB[©]

$$CH_{a_{32}}O_{a_{33}}N_{a_{34}}S_{a_{35}} + \left(\frac{a_{32}}{4} - \frac{a_{33}}{2} + \frac{a_{34}}{2} + a_{35}\right)O_2 \rightarrow CO_2 + \frac{a_{32}}{2}H_2O + a_{34}NO + a_{35}SO_2$$
(R.1)

$$CH_{a_{32}}O_{a_{33}}N_{a_{34}}S_{a_{35}} + (1-a_{33})H_2O \leftrightarrow \left(1 + \frac{a_{32}}{2} - a_{33} - a_{35}\right)H_2 + CO + \frac{a_{34}}{2}N_2 + a_{35}H_2S$$
(R.3)

$$CH_{a_{531}}O_{a_{551}}N_{a_{546}}S_{a_{563}} + CO_{2} \leftrightarrow 2CO + a_{551}H_{2}O + \left(\frac{a_{531}}{2} - a_{551} - \frac{3a_{546}}{2} - a_{563}\right)H_{2} + a_{546}NH_{3} + a_{563}H_{2}S$$
(R.4)

$$CH_{a_{531}}O_{a_{551}}N_{a_{546}}S_{a_{563}} + \left(2 - \frac{a_{531}}{2} + a_{551} + \frac{3}{2}a_{546} + a_{563}\right)H_2 \leftrightarrow CH_4 + a_{551}H_2O + a_{546}NH_3 + a_{563}H_2S$$
(R.5)

$$CH_{a_{32}}O_{a_{33}}N_{a_{34}}S_{a_{35}} + (2-a_{33})NO \leftrightarrow (\frac{a_{32}}{2}-a_{35})H_2 + CO_2 + (1+\frac{a_{34}}{2}-\frac{a_{33}}{2})N_2 + a_{35}H_2S$$
(R.6)

$$Combustível_{daf} \rightarrow Voláteis + Carvão_1$$
(R.7)

Voláteis
$$\rightarrow$$
 Gases + Alcatrão (R.8)

Sólido Carbonífero Úmido \leftrightarrows Sólido Carbonífero Seco + H₂O (R.10)

$$CH_{a_{32}}O_{a_{33}}N_{a_{34}}S_{a_{35}} + (2 - a_{33})NO \leftrightarrow (\frac{a_{32}}{2} - a_{35})H_2 + CO_2 + (1 + \frac{a_{34}}{2} - \frac{a_{33}}{2})N_2 + a_{35}H_2S$$
(R.12)

$$CH_{a_{531}}O_{a_{551}}N_{a_{546}}S_{a_{563}} + (1-a_{551})N_2O \leftrightarrow \left(\frac{a_{531}}{2} - a_{563}\right)H_2 + CO + (1 + \frac{a_{34}}{2} - \frac{a_{33}}{2})N_2 + a_{35}H_2S$$
(R.13)

Alcatrão \rightarrow Carvão₂ (R.14)

 $CaCO_3 \leftrightarrows CaO + CO_2$ (R.21)

$2 \operatorname{CaO} + 2 \operatorname{SO}_2 + \operatorname{O}_2 \leftrightarrows 2 \operatorname{CaSO}_4$	(R.22)
Absorvente Sólido de Enxofre Úmido ≒ Absorvente Sólido de Enxofre Seco + H₂O	(R.23)
$CaO + H_2S \leftrightarrows CaS + H_2O$	(R.24)
$CaSO_4 + 4 H_2 = CaS + 4 H_2O$	(R.25)
$CaSO_4 + 4 CO = CaS + 4 CO_2$	(R.26)
$CaSO_4 + H_2 = CaO + SO_2 + H_2O$	(R.27)
$CaSO_2 + CO = CaO + SO_2 + CO_2$	(R.28)
$2 \text{ CaS} + 3 \text{ O}_2 = 2 \text{ CaO} + 2 \text{ SO}_2$	(R.29)
$CaS + 2 O_2 = CaSO_2$	(R.30)
Sólido Inerte Úmido ≒ Sólido Inerte Seco + H₂O	(R .31)
$MgCO_3 \leftrightarrows MgO + CO_2$	(R.32)
$2 \text{ MgO} + 2 \text{ SO}_2 + \text{O}_2 \leftrightarrows 2 \text{ MgSO}_4$	(R.33)
$MgO + H_2S \leftrightarrows MgS + H_2O$	(R.34)
$MgSO_4 + 4 H_2 = MgS + 4 H_2O$	(R.35)
$MgSO_4 + 4 CO = MgS + 4 CO_2$	(R.36)
$MgSO_4 + H_2 = MgO + SO_2 + H_2O$	(R.37)
$MgSO_2 + CO = MgO + SO_2 + CO_2$	(R.38)
$2 \text{ MgS} + 3 \text{ O}_2 = 2 \text{ MgO} + 2 \text{ SO}_2$	(R.39)
$MgS + 2 O_2 = MgSO_2$	(R.40)
$CO + H_2O \leftrightarrows CO_2 + H_2$	(R .41)
$2 \text{ CO} + \text{O}_2 \leftrightarrows 2 \text{ CO}_2$	(R.42)
$2 H_2 + O_2 \leftrightarrows 2 H_2O$	(R.43)
$CH_4 + 2 O_2 \leftrightarrows CO_2 + 2 H_2O$	(R.44)
$2 C_2H_6 + 7 O_2 \leftrightarrows 4 CO_2 + 6 H_2O$	(R.45)
$4 \text{ NH}_3 + 5 \text{ O}_2 \leftrightarrows 4 \text{ NO} + 6 \text{ H}_2\text{O}$	(R.46)

$2 \text{ H}_2\text{S} + 3 \text{ O}_2 \leftrightarrows 2 \text{ SO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	(R.47)
$N_2 + O_2 \leftrightarrows 2 NO$	(R.48)
Alcatrão + O ₂ ≒ Gases Combustíveis	(R.49)
Alcatrão → Gases	(R.50)
Alcatrão + $H_2 \rightarrow CH_4$ + Outros Gases Leves	(R.51)
$C_2H_4 + 3 O_2 \leftrightarrows 2 CO_2 + 2 H_2O$	(R.52)
$2 C_3 H_6 + 9 O_2 \leftrightarrows 6 CO_2 + 6 H_2 O$	(R.53)
$C_3H_8 + 5 O_2 \leftrightarrows 3 CO_2 + 4 H_2O$	(R.54)
$2 C_6 H_6 + 15 O_2 \leftrightarrows 12 CO_2 + 6 H_2 O$	(R.55)
$4 \text{ HCN} + 3 \text{ O}_2 \leftrightarrows 4 \text{ CO} + 2 \text{ N}_2\text{O} + 2 \text{ H}_2$	(R.56)
$CH_4 + H_2O \leftrightarrows CO + 3 H_2$	(R .71)
$C_2H_4 + 2 H_2O \leftrightarrows 2 CO + 4 H_2$	(R.72)
$C_2H_6 + 2 H_2O \leftrightarrows 2 CO + 5 H_2$	(R.73)
$C_3H_6 + 3 H_2O \leftrightarrows 3 CO + 6 H_2$	(R.74)
$C_3H_8 + 3 H_2O \leftrightarrows 3 CO + 7 H_2$	(R.75)
$C_6H_6 + 6 H_2O \leftrightarrows 6 CO + 9 H_2$	(R .76)
$CH_4 + CO_2 \leftrightarrows 2 CO + 2 H_2$	(R.77)
$2 \text{ NO}_2 + 2 \text{ NH}_3 \leftrightarrows 4 \text{ NO} + 3 \text{ H}_2$	(R.8 1)
$2 \text{ NO} + 2 \text{ NH}_3 \leftrightarrows 2 \text{ N}_2\text{O} + 3 \text{ H}_2$	(R.82)
$3 \text{ N}_2\text{O} + 2 \text{ NH}_3 \leftrightarrows 4 \text{ N}_2 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	(R.83)
$NO_2 + 2 H_2 \leftrightarrows NO + H_2O$	(R.84)
$2 \text{ NO} + 2 \text{ H}_2 \leftrightarrows \text{N}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$	(R.85)
$N_2O + H_2 \leftrightarrows N_2 + H_2O$	(R.86)
$NO_2 + CO \leftrightarrows NO + CO_2$	(R.87)
$2 \text{ NO} + \text{CO} \leftrightarrows \text{N}_2\text{O} + \text{CO}_2$	(R.88)

$N_2O + CO \leftrightarrows N_2 + CO_2$	(R.89)
$NH_3 + CO \leftrightarrows HCN + H_2O$	(R.90)
$2 N_2 + O_2 \leftrightarrows 2 N_2 O$	(R.91)
$2 N_2O + O_2 \leftrightarrows 4 NO$	(R.92)
$2 \text{ NO} + \text{O}_2 \leftrightarrows 2 \text{ NO}_2$	(R.93)
$4 \text{ Al} + 3 \text{ O}_2 = 2 \text{ Al}_2 \text{ O}_3$	(R.101)
$Al_2O_3 + 3 H_2 = 2 Al + 3 H_2O$	(R.102)
$2 \operatorname{Al} + 3 \operatorname{CO} = \operatorname{Al}_2 \operatorname{O}_3 + 3 \operatorname{C}$	(R.103)
$Al_2O_3 + 3 CO = 2 Al + 3 CO_2$	(R.104)
$4 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 3 \text{ CH}_4 = 8 \text{ Al} + 3 \text{ CO}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$	(R.105)
$4 \operatorname{Cu} + \operatorname{O}_2 = 2 \operatorname{Cu}_2 \operatorname{O}$	(R.121)
$2 \operatorname{Cu}_2 O + O_2 = 4 \operatorname{Cu} O$	(R.122)
$2 \operatorname{CuO} + \operatorname{H}_2 = \operatorname{Cu}_2 \operatorname{O} + \operatorname{H}_2 \operatorname{O}$	(R.123)
$Cu_2O + H_2 = 2 Cu + H_2O$	(R.124)
$2 \operatorname{CuO} + \operatorname{CO} = \operatorname{Cu}_2 \operatorname{O} + \operatorname{CO}_2$	(R.125)
$Cu_2O + CO = 2 Cu + CO_2$	(R.126)
$4 \text{ CuO} + \text{CH}_4 = 4 \text{ Cu} + \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	(R.127)
$2 \text{ Fe} + O_2 = 2 \text{ FeO}$	(R.141)
$6 \text{ FeO+ } O_2 = \text{Fe}_3 O_4$	(R.142)
$4 \text{ Fe}_{3}\text{O}_{4} + \text{O}_{2} = 6 \text{ Fe}_{2}\text{O}_{3}$	(R.143)
$2 \operatorname{Fe}_2 O_3 + H_2 = 2 \operatorname{Fe}_3 O_4 + H_2 O$	(R.144)
$2 \text{ Fe3O}_4 + 2 \text{ H2} = 6 \text{ FeO} + 2 \text{ H}_2\text{O}$	(R.145)
$FeO + H_2 = Fe + H_2O$	(R.146)
$3 \operatorname{Fe}_2 \operatorname{O}_3 + \operatorname{CO} = 2 \operatorname{Fe}_3 \operatorname{O}_4 + \operatorname{CO}_2$	(R.147)
$2 \text{ Fe}_3\text{O}_4 + 2 \text{ CO} = 3 \text{ FeO} + 2 \text{ CO}_2$	(R.148)

$FeO + CO = Fe + CO_2$	(R.149)
$FeO + CO_2 = FeCO_3$	(R.150)
$4 \text{ Fe}_2\text{O}_3 + 3 \text{ CH}_4 = 8 \text{ Fe} + 3 \text{ CO}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$	(R.151)
$Fe_2O_3 + 3 H_2 = 2 Fe + 3 H_2O$	(R.152)
$Fe_2O_3 + 3 CO = 2 Fe + 3 CO_2$	(R.153)
$2 \operatorname{Ni} + \operatorname{O}_2 = 2 \operatorname{NiO}$	(R.161)
$NiO + H_2 = Ni + H_2O$	(R.162)
$NiO + CO = Ni + CO_2$	(R.163)
$NiO + CO_2 = NiCO_3$	(R.164)
$4 \text{ NiO} + \text{CH}_4 = 4 \text{ Ni} + \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	(R.165)
$2 \operatorname{NiO} + \operatorname{CH}_4 = 2 \operatorname{Ni} + 2 \operatorname{H}_2 + \operatorname{CO}_2$	(R.166)
$NiO + CH_4 = Ni + 2 H_2 + CO$	(R.167)
$CaSO_4 + CH_4 = CaS + CO_2 + 2 H_2O$	(R.181)
$CaS + 2 O_2 = CaSO_4$	(R.182)
$CaSO_4 + CH_4 = CaO + CO_2 + H_2O + H_2S$	(R.183)
$4 \text{ CaSO}_4 + \text{CH}_4 = 4 \text{ CaO} + \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O} + 4 \text{ SO}_2$	(R.184)
$3 \operatorname{CaSO}_4 + \operatorname{CaS} = 4 \operatorname{CaO} + 4 \operatorname{SO}_2$	(R.185)
$2 \text{ CaS} + 3 \text{ O}_2 = 2 \text{ CaO} + 2 \text{ SO}_2$	(R.186)
$CaCO_3 = CaO + CO_2$	(R.187)
$CaO + H_2S = CaS + H_2O$	(R.188)
$CaO + SO_2 = CaSO_3$	(R.189)
$CaO + 3 CO + SO_2 = CaS + 3 CO_2$	(R.190)
$CaCO_3 + H_2S = CaS + H_2O + CO_2$	(R.191)
$2 \operatorname{CaO} + 2 \operatorname{SO2} + \operatorname{O2} = 2 \operatorname{CaSO_4}$	(R.192)
$MgSO_4 + CH_4 = MgS + CO_2 + 2 H_2O$	(R.201)

$MgS + 2 O_2 = MgSO_4$	(R.202)
$MgSO_4 + CH_4 = MgO + CO_2 + H_2O + H_2S$	(R.203)
$4 MgSO_4 + CH_4 = 4 MgO + CO_2 + 2 H_2O + 4 SO_2$	(R.204)
$3 MgSO_4 + MgS = 4 MgO + 4 SO_2$	(R.205)
$2 \text{ MgS} + 3 \text{ O}_2 = 2 \text{ MgO} + 2 \text{ SO}_2$	(R.206)
$MgCO_3 = MgO + CO_2$	(R.207)
$MgO + H_2S = MgS + H_2O$	(R.208)
$MgO + SO_2 = MgSO_3$	(R.209)
$MgO + 3 CO + SO_2 = MgS + 3 CO_2$	(R.210)
$MgCO_3 + H_2S = MgS + H_2O + CO_2$	(R.211)
$2 \operatorname{MgO} + 2 \operatorname{SO}_2 + \operatorname{O}_2 = 2 \operatorname{MgSO}_4$	(R.212)
$MgSO_4 + 4 H_2 = MgS + 4 H_2O$	(R.213)
$MgSO_4 + 4 CO = MgS + 4 CO_2$	(R.214)
$MgSO_4 + H_2 = MgO + SO_2 + H_2O$	(R.215)
$MgSO_4 + CO = MgO + SO_2 + CO_2$	(R.216)
Umidade no absorvente = H_2O (vapor)	(R.220)

APÊNDICE E – CORRELAÇÕES REFERENTES AO MODELO MATEMÁTICO DO CESFAMB[©]

As mais importantes correlações referentes ao modelo estão listadas na sequência: Balanço de massa na emulsão:

$$\frac{dF_{\text{GE},j}}{dz} = \sum_{m=1}^{3} \left(R_{\text{het},\text{SE},m,j} \gamma_{m,\text{E}} S_{\text{E}} \right) + R_{\text{hom},\text{GE},j} \varepsilon_{\text{E}} S_{\text{E}} + G_{\text{MGEGR},j} \gamma_{\text{B}} S \quad , \qquad 1 \le j \le 500 \quad (\text{E}.1)$$

"j" menor que 501 refere-se aos componentes gasosos e "j" igual ou maior que 500 refere-se à fase sólida.

Balanço de massa na fase de bolhas:

$$\frac{\mathrm{d}F_{\mathrm{GB},j}}{\mathrm{d}z} = \mathbf{R}_{\mathrm{hom},\mathrm{GB},j}\varepsilon_{\mathrm{B}}\mathbf{S} - \mathbf{G}_{\mathrm{MGEGB},j}\gamma_{\mathrm{B}}\mathbf{S} \quad , \qquad 1 \le j \le 500 \quad (E.2)$$

Conversão de sólidos no leito:

$$\Lambda_{D,j} = 1 - \frac{F_{LD,j}}{F_{ID,j}} , \quad 501 \le j \le 1000$$
 (E.3)

Onde, devido a simplificação "F", a vazão mássica $(F_{LD,j})$ do componente "j" deixando o leito é dado pela média computada ao longo de todo leito, ou:

$$F_{LD,j} = F_{ID,j} - \sum_{m=1}^{3} \int_{z=0}^{z_D} R_{het,SE,m,j} \gamma_{m,E} S_E dz , 501 \le j \le 1000$$
(E.4)

Balanço de energia para os gases da emulsão:

$$F_{GE}c_{GE}\frac{dT_{GE}}{dz} = \varepsilon_{E}S_{E}\left[-R_{QGE} + \sum_{m=1}^{3}(R_{CSEGE,m} + R_{hSEGE,m}) + \left(R_{CGBGE} + R_{MGBGE}\right)\frac{\varepsilon_{B}}{\varepsilon_{E}} - R_{CGETD} - R_{GEWD}\right]$$
(E.5)

onde:

$$F_{GE} = \sum_{j=1}^{500} F_{GE,j}$$
(E.6)

Balanço de energia para a fase de bolhas

$$F_{GB}c_{GB}\frac{dT_{GB}}{dz} = \varepsilon_B S \left[-R_{QGB} - R_{CGBGE} - R_{hGBGE} - R_{CGBTD} \right]$$
(E.7)

onde:

$$F_{GB} = \sum_{j=1}^{500} F_{GB,j}$$
(E.8)

Balanço de energia para a fase sólida no leito:

$$F_{H,m}c_{SE,m} \frac{dT_{SE}}{dz} = \gamma_{m,E}S_E \left[-R_{QSE,m} - \left(R_{CSEGE,m} + R_{hSEGE,m} \right) \frac{\varepsilon_E}{1 - \varepsilon_E} - R_{RSETD,m} - \sum_{n=1}^{3} \left(R_{RSESE,m,n} + R_{CSESE,m,n} \right) \right] , 1 \le m \le 3$$
(E.9)

onde "m" indica a fase sólida (1 = carbonífero; 2 = calcário ou qualquer absorvente de enxofre; 3 = inerte) presente no leito.

Balanço de massa para os componentes no freeboard:

$$\frac{dF_{F,j}}{dz} = \sum_{m=1}^{3} (R_{het,SF,m,j} \frac{dA_{PF,m}}{dz}) + R_{hom,GF,j} \frac{dV_{GF}}{dz} , \qquad 1 \le j \le 1000 \quad (E.10)$$

Balanço de energia para os gases no freeboard:

$$F_{GF}c_{GF}\frac{dT_{GF}}{dz} = \frac{dV_{GF}}{dz} \left[-R_{QGF} + \sum_{m=1}^{3} (R_{CSFGF,m} + R_{hSFGF,m}) - R_{CGFTF} - R_{GFWF} \right]$$
(E.11)

onde:

$$F_{GF} = \sum_{j=1}^{500} F_{F,j}$$
(E.12)

Balanço de energia para os sólidos no freeboard:

$$F_{SF,m}c_{SF,m}\frac{dT_{SF,m}}{dz} = \frac{dV_{SF,m}}{dz} \left[-R_{QSF,m} - \left(R_{CSFGF,m} + R_{hSFGF,m}\right) \frac{dV_{GF}/dz}{dV_{SF,m}/dz} - R_{RSFTF,m} - \sum_{n=1}^{3} \left(R_{RSFSF,m,n}\right) \right], 1 \le m \le 3$$
(E.13)

onde:

$$F_{SF,m} = \sum_{j=m \text{ comp.}} F_{F,j}$$
(E.14)

Fluxo de massa para cada espécie química "j" entre as bolhas e a emulsão:

$$G_{\text{MGEGB},j} = \psi_{\text{BE}} \tilde{\rho}_{\text{G}} M_{j} \left(x_{\text{GB},j} - x_{\text{GE},j} \right) \frac{A_{\text{B}}}{V_{\text{B}}}$$
(E.15)

onde a transferência de massa é calculada de acordo com o trabalho de Sit e Grace (1981).

Coeficiente de transferência de massa entre a fase formada por partículas do tipo "m" e o gás na emulsão:

$$\psi_{\text{SEGE,m}} = N_{\text{Sh,m}} \frac{D_G \tilde{\rho}_{\text{GE}}}{d_m}$$
(E.17)

onde o número de Sherwood é calculado de acordo com o trabalho de La Nause (1984).

Transferência de calor entre bolhas e emulsão:

$$R_{CGBGE} = \alpha_{CGBGE} (T_{GB} - T_{GE}) \frac{dA_B}{dV_B}$$
(E.18)

onde o coeficiente é obtido da literatura (GELDART, 1986) (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). A razão entre a área e o volume da bolha é uma simples função de seu diâmetro (DE SOUZA-SANTOS, 2004). Contudo, esse diâmetro varia ao longo do leito de acordo com as correlações de Horio e Nokada (1987).

Transferência de calor por convecção entre a partícula sólida "m" e o gás na emulsão:

$$R_{CSEGE,m} = \alpha_{CSEGE,m} (T_{SE,m} - T_{GE}) \frac{dA_{PE,m}}{dV_{GE}}$$
(E.19)

onde o método para computar o coeficiente de transferência de calor pode ser encontrado na literatura (KOTHARI, 1967) (DE SOUZA-SANTOS, 2004).

Transferência de calor por radiação entre as partículas através do método de dois fluxos, como descrito na literatura (RABI; DE SOUZA-SANTOS, 2001, 2002a, 2002b, 2003, 2004). Entretanto, os resultados obtidos através dessa abordagem não aprimoram consideravelmente os mesmos obtidos com a abordagem assumindo corpos cinzentos (DE SOUZA-SANTOS, 1987, 1989):

$$R_{\text{RSESE,m,n}} = \frac{\sigma \left(T_{\text{PE,m}}^4 - T_{\text{PE,n}}^4 \right)}{\frac{1 - \varepsilon'_m}{\varepsilon'_m} + \frac{1 - \varepsilon'_n}{\varepsilon'_n} \frac{f''_m}{f''_n} + \frac{1}{f''_n}} \frac{dA_{\text{PE,m}}}{dV_{\text{SE,m}}}$$
(E.20)

onde o fator de forma entre partículas "m" e "n" é dado pelas suas frações de áreas na mistura de partículas. Esses valores são obtidos para cada ponto através da solução do balanço diferencial de massa e energia junto a rotinas relacionadas à geração de pequenas partículas (por atrito) e arrasto (DE SOUZA-SANTOS, 1987, 2004).

Transferência de calor por convecção entre partículas:

$$R_{\text{CSESE},m,n} = \alpha_{\text{SESE},m,n} f_{n}'' (T_{\text{PE},m} - T_{\text{PE},n}) \frac{dA_{\text{PE},m} / dz}{dV_{\text{SE},m} / dz}$$
(E.21)

onde o coeficiente de transferência de calor é adotado do trabalho de Delvosalle e Vanderschuren (1985). A razão entre as áreas e volumes das partículas "m" pode ser obtida da literatura (DE SOUZA-SANTOS, 2004):

$$\frac{dA_{PE,m}}{dz} = \frac{6}{d_m} f_m''(1 - \varepsilon_E)(1 - \varepsilon_B)S$$
(E.22)

e

$$\frac{dV_{PE,m}}{dz} = f_m'''(1 - \varepsilon_E)(1 - \varepsilon_B)S$$
(E.23)

Transferência de calor por convecção entre o gás intersticial da emulsão e os tubos (eventualmente presentes no leito):

$$R_{CGETD} = \alpha_{EOTD} (T_{GE} - T_{WOTD}) \frac{dA_{OTD} / dz}{dV_{GE} / dz}$$
(E.24)

e o equivalente para o gás nas bolhas é dado por:

$$R_{CGBTD} = \alpha_{BOTD} (T_{GB} - T_{WOTD}) \frac{dA_{OTD} / dz}{dV_{GB} / dz}$$
(E.25)

Os coeficientes de transferência de calor são tirados do trabalho de Xavier e Davidson (1978). Os volumes disponíveis da emulsão e das bolhas para cada espessura infinitesimal dz do leito são obtidos de relações já descritas combinadas com balanços diferenciais de massa e energia.

A taxa de circulação de partículas no leito. Como visto, o balanço de energia para fases sólidas no leito (E.9) requer o cálculo da taxa total de partículas "m" na direção axial (F_{H,m}). A nova abordagem sucede os trabalhos de Soo (1986, 1989a, 1989b), no qual têm sido revisado e adaptado para o presente modelo por Costa e de Souza-Santos (1999, 2004). Dessa forma, o sistema de equações diferenciais parciais a seguir, representando a transferência de momento entre as várias fases no leito é dado:
$$\left(\frac{1}{r}\right)\left[\frac{\partial\left(ru_{G,r}\right)}{\partial r}\right] + \left(\frac{\partial u_{G,z}}{\partial z}\right) = 0$$
(E.26)

$$\left(\frac{1}{r}\right)\left[\frac{\partial\left(ru_{p,r}\right)}{\partial r}\right] + \left(\frac{\partial u_{p,z}}{\partial z}\right) = 0$$
(E.27)

$$0 = \rho_{p} \alpha_{p} \left(u_{G,z} - u_{p,z} \right) + \mu_{p} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial u_{p,z}}{\partial r} \right) + \frac{\partial^{2} u_{p,z}}{\partial z^{2}} \right] - \rho_{p} g \qquad (E.28)$$

$$0 = -\frac{\partial P}{\partial z} - \rho_p \alpha_p u_{G,z,z=0} - (\rho_p + \rho_G)g \qquad (E.29)$$

e resolvida com condições de contorno apropriadas (COSTA; DE-SOUZA-SANTOS, 1999) (DE SOUZA-SANTOS, 2004). Deste modo, variáveis envolvendo a coordenada radial são introduzidas. Tal abordagem está entre os aperfeiçoamentos feitos nas versões anteriores e fornece resultados de simulações mais precisas e confiáveis.

As relações auxiliares no *freeboard* são um tanto similares às aplicadas para a emulsão (DE SOUZA-SANTOS, 2004). Contudo, as equações relacionadas à dinâmica são diferentes, e as mais importantes são listadas abaixo:

Taxa de partículas arrastadas (entrainment rate) (KUNII, 1991):

$$F_{Y,m,l} = F_{X,m,l} + (F_{Y,m,l,z=z_D} - F_{X,m,l}) \exp[-a_Y (z - z_D)]$$
(E.30)

A taxa de partículas elutriadas é dado por (WEN, 1982):

$$F_{X,m,l} = w_{m,l}\rho_m (1 - \varepsilon_{F,m,l}) (U_G - u_{T,m,l}) S$$
(E.31)

A taxa de partículas arrastadas no topo do leito é dada por:

$$F_{Y,m,l,z=z_{\rm D}} = 3.07 \times 10^{-9} {\rm S}^2 d_{{\rm B},z=z_{\rm D}} \rho_{\rm G}^{3.5} {\rm g}^{0.5} \frac{\left(U_{\rm G} - U_{\rm G,mf} \right)_{z=z_{\rm D}}^{2.5}}{\mu_{\rm G}^{2.5}} f_{\rm m} w_{m,l} \qquad (E.32)$$

A granulometria no leito durante operação de regime permanente é computada a partir da granulometria das partículas na alimentação e da combinação dos seguintes fatores (DE SOUZA-SANTOS, 1987, 1989, 2004):

- Reações químicas: diferentes influências apareceriam dependendo do modelo de reação heterogênea adotado (núcleo exposto ou núcleo não reagido)
- 2) Atrito entre partículas.
- 3) Arrasto e elutriação.

Nomenclatura

a_j coeficiente para fórmula representativa de *char*. Subscritos indicam o elemento químico.

- A área (m^2) ou Cinzas (em reações químicas).
- b_j coeficiente para fórmula representativa de alcatrão.
- c calor específico a pressão constante (J kg⁻¹ K⁻¹).
- d diâmetro (m).
- D_j difusividade do component "j" na fase ou meio indicado a diante (m² s⁻¹).
- f fator ou fração (adimensional).
- F vazão mássica (kg s⁻¹).
- g aceleração gravitacional (m s⁻²).
- G fluxo de massa (kg m⁻² s⁻¹).
- h entalpia (J kg⁻¹).
- H altura (m).
- M massa (kg).
- M_j massa molecular do componente "j" (kmol/kg).
- N_{Sh} número de Sherwood (adimensional).
- p índice para a geometria da partícula (0 = plana, 1 = cilíndrica, 3 = esfera).
- pj pressão parcial do componente "j" (Pa).
- P pressão (Pa).
- r coordenada radial (m).
- $r_i \qquad taxa \ da \ reação \ "i" \ (para \ reações \ homogêneas: \ kg \ m^{-3} \ s^{-1}; \ para \ reações \ heterogêneas: \\ kg \ m^{-2} \ s^{-1})$

- R taxa de produção de massa ou energia (+) ou consumo (-). Unidades de medida dependem da aplicação. Por exemplo, (kg s⁻¹ m⁻²) para reações heterogêneas e (kg s⁻¹ m⁻³) para reações homogêneas. Para parâmetros relacionados à energia, a unidade é (W m⁻³).
- S área da seção transversal (m²). Na ausência de índice, o mesmo indica a área da seção transversal do reator (m²).
- t tempo (s).
- T temperatura (K).
- u velocidade (m s⁻¹).
- U velocidade superficial do gás (m s⁻¹) ou resistências à transferência de massa (s m⁻²).
- V volume (m³).
- x coordenada ou distância (m).
- x_j fração molar do componente "j" (adimensional).
- X taxa de elutriação (kg s⁻¹).
- y coordenada (m).
- w_j fração mássica do component "j" (adimensional).
- z coordenada vertical (m).
- z_D altura do leito ou da região densa (m, medido a partir da superfície do distribuidor).
- z_F altura do *freeboard* (m, medido a partir da superfície do distribuidor).

Letras gregas

- α coeficiente de transferência de calor por conveção (W m⁻² K⁻¹).
- ε fração vazia (adimensional).
- ϵ ' emissividade (adimensional).
- γ área das partículas por volume do reator ou volume da fase indicada (m² / m³).
- γ_B área das bolhas por volume do reator (m² / m³).
- Φ módulo de Thiele.
- λ condutividade térmica (W m⁻¹ K⁻¹).
- Λ fração de conversão (adimensional).
- μ viscosidade (kg m⁻¹ s⁻¹).

- v_{ij} coeficiente estequiométrico do componente "j" no reator "i".
- ρ densidade ou concentração (kg m⁻³).
- ρ_p densidade aparente da partícula (kg m⁻³).
- ρ_j concentração mássica do componente "j" (kg m⁻³) (em algumas situações o componente
 "j" pode ser indicado por sua própria fórmula).
- σ constante de Stefan-Boltzmann (W m⁻² K⁻⁴).
- σ coeficiente de transferência de massa (s⁻¹: se entre fases gasosas; kmol m⁻² s⁻¹: se entre gás e sólido).

Subscritos

- a parâmetro geral ou na interface entre núcleo e casca.
- A casca ou camada residual.
- B bolha.
- C contribuição por convecção. Em situações óbvias, representa o elemento Carbono.
- cond contribuição por condução.
- d relacionado à secagem ou base seca.
- D no leito ou região densa.
- E emulsão.
- eq condição de equilíbrio.
- F no *freeboard*.

G fase gasosa.

- h transferência de energia devido à transferência de massa.
- H relacionado à circulação de partículas no leito fluidizado. Em situações óbvias, representa o elemento Hidrogênio.
- hom relacionado à reações homogêneas (entre gases).
- het relacionado à reações heterogêneas (entre gases e sólidos).
- i reação "i".
- I na posição de alimentação.
- j componente químico.
- 1 nível dentro da distribuição de tamanho de partículas.

- L na posição ou condição de saída.
- m fase física (sólido carbonífero, m = 1; calcário ou dolomita, m = 2; sólido inerte, m = 3; gás, m = 4).
- M geração ou transferência de massa.
- min condição mínima.
- mf condição mínima de fluidização.
- N núcleo. Em situações óbvias, representa o elemento Nitrogênio.
- O referente à superfície externa. Em situações óbvias, representa o elemento Oxigênio.
- p partícula. Caso não haja nenhuma indicação, a propriedade da partícula é relacionado ao seu valor aparente.
- P a pressão constante.
- Q relacionado a reações químicas.
- R relacionado à transferência de calor por radiação.
- S fase sólida. Se indicado como propriedade, como por exemplo a densidade, significa densidade aparente da partícula. Em situações óbvias, representa o elemento Enxofre.
- T valor terminal ou referente aos tubos.
- tar alcatrão.
- v relacionado à desvolatilização.
- V volátil.
- W parede.
- X modelo de núcleo exposto ou relacionado à elutriação.
- Y relacionado ao arrasto de partículas.
- z relacionado ao eixo ou direção vertical.
- ∞ na fase gasosa distante da superfície da partículas.

Sobrescritos

- na base molar.
- ' fração numérica.
- " fração de área.
- "' fração volumétrica.

Referências

SIT, SP; GRACE, JR. Effect of Bubble Interaction on the Interphase Mass Transfer in Gas Fluidised Beds. Chem. Engineering Science, 36:327-335, 1981.

DELVOSALLE, C, VANDERSCHUREN, J. Gas-to-particles and Particle-to-particle Heat Transfer in Fluidized Beds of Large Particles. Chem. Eng. Science, 40(5):769-779, 1985.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Modelling and Simulation of Bed Bed Boilers and Gasifiers for Carbonaceous Solids, Ph.D. Thesis presented at the University of Sheffield, Department of Chemical Engineer and Fuel Technology, England, United Kingdom, July 1987.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Comprehensive Modelling and Simulation of Bed-Bed Boilers and Gasifiers, Fuel, Vol. 68, 1507-1521, December 1989.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation, and Equipment Operation. Marcel Dekker Inc., New York, USA. 2004. (ISBN: 0-8247-0971-3).

GELDART D. Gas Fluidization Technology. Chichester, U.K.: John Wiley, 1986.

HORIO M, NONAKA A. A Generalized Bubble Diameter Correlation for Gas-Solid Fluidized Beds. AIChE J. 33(11):1865-1872, 1987.

KOTHARI, AK. MSc. Thesis, Illinois Institute of Technology, Chicago, 1967.

KUNII, D., LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering. 2 ed. New York: John Wiley, 1991.

RABI, J. A, DE SOUZA-SANTOS, M. L. Preliminary improvements in the radiative heat transfer modeling for fluidized bed biomass gasification: bed section, Fifth Biomass Conference of the Americas, USA, Orlando, Florida, Setembro 17-21, 2001.

RABI, J. A, DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a 2-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part I: Preliminary model equations. ENCIT-2002, 9th Brazilian Congress on Engineering and Thermal Sciences, Caxambu, Minas Gerais, Brazil, Outubro 15-18, 2002.

RABI, J. A, DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a 2-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part II: Numerical results and assessment. ENCIT-2002, 9th Brazilian Congress on Engineering and Thermal Sciences, Caxambu, Minas Gerais, Brazil, Outubro 15-18, 2002.

RABI, J. A, DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part I: Preliminary theoretical investigations. Thermal Engineering 3:64-70, 2003.

RABI, J. A, DE SOUZA-SANTOS, M. L. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part II: Numerical results and assessment. Thermal Engineering 4:49-54, 2004.

SOO, S. L. Note on Motions of Phases in a Fluidised Bed. Power Technology, 45:169-172, 1986.

SOO, S. L. Average Circulatory Motion of Particles in Fluidised Beds, Power Technology, 57:107 117, 1989a.

SOO, S. L. Particulates and Continuum, Multiphase Fluid Dynamics. New York: Hemisphere, 1989b.

XAVIER, A. M, DAVIDSON J. F. In: Fluidization, eds. JF Davidson and DL Keairns. Cambridge: Cambridge University Press, p. 333, 1978.

WEN, C. Y., CHEN, L. H. Fluidised Bed Freeboard Phenomena: Entrainment and Elutriation. AIChE Journal, 28:117, 1982.